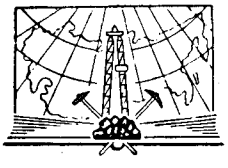
Библиотека СОК

РУКОВОДСТВО ПО ДОБЫЧЕ, ТРАНСПОРТУ И ПЕРЕРАБОТКЕ ПРИРОДНОГО ГАЗА



HANDBOOK OF NATURAL GAS ENGINEERING

DONALD L. KATZ
Professor of Chemical Engineering and Chairman
Department of Chemical and Metallurgical Engineering
University of Michigan

DAVID CORNELL
Associate Professor of Petroleum Engineering
Oklahoma State University

JOHN A. VARY
Chief Reservoir Engineer
Michigan Consolidated Gas Company

RIKI KOBAYASHI
Associate Professor of Chemical Engineering
The Rice Institute

JACK R. ELENBAAS
District Engineer, Production and Pipe Line District
Michigan Consolidated Gas Company

FRED H. POETTMANN
Supervisor, Engineering Department, Research Organization
The Ohio Oil Company

CHARLES E. WEINAUG
Professor and Chairman, Department of Petroleum Engineering University of Kansas

McGRAW-HILL BOOK COMPANY, INC.

Д. Л. КАТЦ, Д. КОРНЕЛЛ, Р. КОБАЯШИ, Ф. Х. ПОЕТТМАНН,
Дж. А. ВЕРИ, Дж. Р. ЕЛЕНБААС, Ч. Ф. УАЙНАУГ

РУКОВОДСТВО
ПО ДОБЫЧЕ, ТРАНСПОРТУ И ПЕРЕРАБОТКЕ ПРИРОДНОГО ГАЗА

Перевод с английского
под общей редакцией кандидатов техн. наук
Ю. П. КОРОТАЕВА и *Г. В. ПОНОМАРЕВА*

ИЗДАТЕЛЬСТВО «НЕДРА»
1965

13—5—5
УДК 622.324(083) + 665.511(083) + 621.532.3(083)

АННОТАЦИЯ

В книге, являющейся справочным руководством, рассмотрен комплекс вопросов, связанных с добычей, транспортировкой и переработкой газа. В ней охарактеризованы физические свойства газовых коллекторов, приведены свойства природных газов и легколетучих углеводородных жидкостей.

Описаны приборы и приспособления для исследования работы скважин и газовых месторождений и методика проведения исследований. Рассмотрены вопросы установившейся и неустановившейся фильтрации газа и методика расчета движения газа и газоконденсатных смесей по вертикальным и горизонтальным трубам. Освещены особенности бурения газовых скважин, технология и техника добычи газа, техника отделения газа от нефти и отбензинивания газа, технология переработки природных газов.

Специальная глава посвящена низкотемпературным процессам, сжижению природного газа, добыче и транспорту гелия.

Даны расчеты и освещена техника строительства газопроводов, борьбы с коррозией, хранения газа в наземных и подземных хранилищах.

Книга предназначена для инженеров и техников по бурению газовых скважин, добыче, переработке и транспорту природного газа.

ПРЕДИСЛОВИЕ

Эта книга предназначается для студентов и инженеров газовой промышленности. В ней рассмотрены различные вопросы добычи, транспорта и переработки природного газа. Основное внимание уделено изучению свойств углеводородов и использованию этих свойств в расчетах движения газа и его переработки.

При подготовке рукописи авторы ставили своей целью дать методику проведения инженерных расчетов при проектировании оборудования, необходимого для добычи и транспорта газа. Для облегчения расчетов большинство зависимостей представлено в виде графиков, таблиц и формул. В приложении приведены табличные значения коэффициентов сверхсжимаемости, а также некоторые таблицы из отчета комитета измерений Американской газовой ассоциации.

В связи с недостатком времени и места авторам пришлось ограничить материал, имевшийся по каждому вопросу. Значительная часть материала, приведенного в данной книге, была опубликована ранее в различных изданиях.

Подготовка рукописи осуществлялась общими усилиями доктора Д. Катца и всех соавторов.

Д. Корнелл подготовил главы по установившемуся и неустановившемуся движению газа, по разработке и эксплуатации газовых месторождений и по измерению расхода газа (главы VIII, X, XI).

Р. Кобаяши — главы по содержанию воды в газе, по очистке, осушке и переработке газа (гл. V, XIII, XIV, XVI), а также материал по вязкости и теплопроводности газа.

Ф. Г. Поеттманн подготовил главу по расчетам расхода и давлений (гл. VII) при движении газа по трубам с учетом сжимаемости газа и параграф по бурению скважин.

Ч. Ф. Уайнауг подготовил материал по расчету фазового состояния и по каротажу скважин.

Д. А. Вери и Д. Р. Еленбаас подготовили главы по транспорту и подземному хранению газа.

Остальные главы и окончательный вариант рукописи выполнены Д. Л. Катцем.

ПРЕДИСЛОВИЕ РЕДАКТОРОВ

Предлагаемое вниманию читателя в переводе на русский язык «Руководство по добыче, транспорту и переработке газа», составленное группой видных специалистов США под общей редакцией проф. Д. Катца, является монографией, ценной особенно тем, что в ней из большого числа первоисточников собран воедино обширный материал, необходимый для решения инженерных задач в области добычи, транспорта и переработки природных и попутных газов.

Этот материал подобран таким образом, что книга является настольным справочным руководством для широкого круга инженерно-технических и научных работников газовой, нефтяной и химической промышленности, а также учебным пособием для студентов. Бóльшая часть приведенного в книге материала публикуется в СССР впервые.

При составлении монографии авторы пользовались в основном американскими первоисточниками: журналами, книгами, докладами отдельных исследователей и отчетами различных комиссий, конференций.

По каждому из рассмотренных в руководстве вопросов имеется обширная отечественная литература. Решения многих задач, выполненные в нашей стране, отличаются не только оригинальностью, но и более глубокой теоретической проработкой, обоснованностью и точностью. Несмотря на это, материалы исследований советских специалистов составителями руководства не использованы. Учитывая это и нецелесообразность пополнения обширного перечня использованных авторами первоисточников не менее обширным перечнем отечественной литературы, при рассмотрении содержания монографии мы посчитали нужным сделать ссылки на основные, наиболее крупные или оригинальные отечественные работы, вышедшие главным образом из печати в последнее время.

При подготовке к настоящему изданию из перевода монографии на русский язык был исключен некоторый текстовой материал, не представляющий интереса для наших читателей. Так, например, в главе VII опущен раздел, посвященный истории трубопроводного транспорта газа в США, опущена глава XIX, посвященная охране недр в США и изложению правил защиты прав частной собственности и т. п.

Кроме текстового, в ряде глав опущена и часть графического материала, носящего чисто рекламный или иллюстративный характер. Поэтому нумерация рисунков в ряде глав настоящего издания книги не соответствует таковой в оригинале (гл. VII, VIII, IX, XIII, XVII).

Некоторые рисунки в оригинале монографии приведены таким образом, что без рассмотрения первоисточников они неясны. В подобных случаях в текстовую часть перевода включены необходимые пояснения, взятые из первоисточников.

В процессе перевода и подготовки его к изданию размерность всех числовых значений, встречающихся в тексте, на графиках и в таблицах, а также размерность всех расчетных формул была приведена к метрической системе единиц, наиболее распространенной в настоящее время в СССР при производстве технических расчетов.

Монография состоит из 19 глав, для каждой из которых приведен перечень использованных первоисточников.

Глава I книги представляет собой развернутое введение с кратким изложением тех вопросов, которые необходимы для лучшего понимания остальных глав.

В этой главе приведены основные сведения о геологии нефтяных и газовых месторождений и сделан краткий исторический обзор промышленности природных газов США.

При рассмотрении геологии нефтяных и газовых месторождений основное внимание уделено стратиграфии, исторической геологии, образованию ловушек для нефти и газа, происхождению и образованию залежей нефти и газа. Рассмотрены основные нефтегазоносные районы США и дана краткая характеристика ряда газовых месторождений. Приведены примеры особенностей эксплуатации нефтяных и газоконденсатных месторождений с рассмотрением в схематичном виде наземных сооружений и состава полученной продукции.

В заключение главы приведены данные о геотермических градиентах горных пород, распределении температуры по стволу в работающей и остановленной газовых скважинах, некоторые сведения о начальных пластовых давлениях в нефтяных и газовых залежах США.

Следует отметить, что температурному режиму продуктивных пластов и скважин в этой и последующих главах уделено весьма небольшое внимание. В то же время температурный режим газовых скважин, наземных сооружений и газопроводов имеет весьма важное значение для правильной эксплуатации в первую очередь газоконденсатных месторождений. Кроме того, термометрические исследования газовых скважин позволяют определять ряд дополнительных весьма важных параметров, например эффективную мощность пласта, распределение дебитов между горизонтами и др.

В главе II подробно рассмотрены свойства нефтяных и газовых коллекторов и методы их изучения в лабораторных условиях, т. е. те вопросы, которые обычно относятся к физике пласта. Вначале приводятся общие сведения о строении фиктивных грунтов, пористости горных пород и изложено несколько методов ее определения. При рассмотрении методов определения проницаемости большое внимание уделено описанию явления проскальзывания газа при низких давлениях (эффект Клинкерберга). При рассмотрении отклонения фильтрации газа от закона Дарси авторы пользуются двучленной формулой и показывают зависимость коэффициента макрошероховатости от проницаемости и пористости. В книге приведено большое число графиков сжимаемости горных пород. Рассмотрены методы определения коэффициента электросопротивления пород и связанной воды в кернах. Большое внимание уделено рассмотрению капиллярного давления и распределению пор по размерам. Показано соотношение между коэффициентом электросопротивления породы, капиллярным давлением и проницаемостью.

Кратко рассмотрены понятия относительной проницаемости при фильтрации двухфазных смесей, приведены общие сведения о пластовых водах.

В этой главе отсутствует методика определения параметров для трещиноватых пород и не указано, что определение параметров пластов по кернам характеризует лишь точечные значения, которые с большой осторожностью можно распространять на весь пласт. Кроме того, не рассмотрена методика определения неоднородности пород. Авторы при рассмотрении фильтрации двухфазных смесей не приводят данных о возможности применения приводимых зависимостей к фильтрации газоконденсатных смесей, хотя этот вопрос имеет большое значение для практики.

Эти вопросы, а также материал, представленный в главе II, детально рассмотрены в работах [3, 6, 15, 19, 23, 24].

В главе III рассматривается фазовое состояние природных газовых систем. Вначале изложены данные о поведении индивидуальных веществ, упругости их паров и правило фаз. Далее рассмотрено поведение смесей углеводородов при различных давлениях и температурах. При этом основное внимание уделено обратной (ретроградной) конденсации.

Описаны растворимость газов в жидкостях и поведение бинарных, тройных и многокомпонентных смесей, а также неидеальных систем. В заключение приведены сведения о константах равновесия (коэффициентах распределения).

Большие исследования фазовых равновесий смесей индивидуальных углеводородов выполнены в институте ВНИИГАЗ [4, 12].

В главе IV подробно изложены свойства природных газов и легкокипящих углеводородных жидкостей. При рассмотрении молекулярной теории газов и жидкостей авторы подробно останавливаются на уравнениях состояния, скоростях движения молекул и диффузии газов, в том числе диффузии в пористых средах и жидкостях. Отклонение реальных газов от законов идеального состояния описывается с учетом теоремы соответственных состояний. При этом подробно рассмотрены сверхсжимаемости природных газов, влияние на них неуглеводородных компонентов и методика определения псевдокритических параметров по удельному весу газа.

Приведены данные, позволяющие определять псевдокритические параметры фракций «C_5+высшие», «C_7+высшие» по значениям их молекулярного и удельного веса.

Рассмотрено влияние жидкой фазы и отрицательного кажущегося объема жидких компонентов в смеси, методы определения плотности и сжимаемости пластовой жидкости, поверхностное натяжение на границе раздела газ—жидкость и жидкость—жидкость. При описании термодинамических свойств приводятся данные о теплоемкости, энтальпии индвидуальных углеводородов и их смеси, скрытой теплоте парообразования, теплоте сгорания и теплопроводности углеводородов и их смесей при высоких и низких давлениях. Рассмотрен предложенный Органиком метод определения истинных критических параметров углеводородных смесей. Рассмотрены методы определения вязкости, приведены данные о вязкости газов при высоких и низких давлениях, методика расчета вязкости газов по псевдокритическим параметрам и приводятся некоторые сведения о вязкости жидкостей.

В этой главе систематизирован большой материал по свойствам природных газов и углеводородных жидкостей, являющийся совместно с табл. П. 1 ценным справочным материалом.

В главе V рассмотрена система вода — углеводороды. Приведены основные фазовые соотношения этой системы и данные о возможной растворимости воды и природных газов. Рассмотрены методы определения влагосодержания природных газов и влияние различных факторов на этот параметр. Приведены данные о взаимной растворимости воды и жидких углеводородов. Рассмотрены свойства газовых гидратов, условия их образования и методика определения этих условий с помощью констант равновесия. Кратко изложены методы предотвращения образования гидратов.

Хотя изложенный в этой главе материал для читателя и представляет ценность, он все же имеет ряд существенных недостатков. Авторами недостаточно внимания уделено природе кристаллогидратов, главным образом образуемых жидкими углеводородами, а также не приведены данные по условиям образования и разложения гидратов при отрицательных температурах. Оба эти вопроса имеют большое значение в практике эксплуатации газоконденсатных месторождений. В приведенном материале имеются противоречивые данные об образовании гидрата *н*-бутана. Из рис. V. 37 следует, что *н*-бутан образует гидраты, в то время как Штакельберг показал невозможность такого образования (рис. V. 32).

Предположение о том, что газовые гидраты ведут себя как растворы газов в твердых кристаллических веществах, т. е. в этом отношении походят на твердые растворы, справедливо только в первом приближении. Поэтому расчет условий образования кристаллогидратов с помощью констант равновесия, особенно применительно к жирным попутным газам, сопряжен со значительными погрешностями. Более точными оказываются расчеты, выполненные по опубликованным в отечественной и зарубежной литературе эмпирическим формулам или графикам, построенным по данным экспериментов. Указанные пробелы до некоторой степени восполнены в работах [21, 33].

Ни в этой, ни в XVII главе не рассмотрены возможные места образования гидратов в скважинах и газопроводах и методы обнаружения этих мест.

Глава VI посвящена измерению и расчету фазовых соотношений в условиях равновесия многокомпонентных смесей. Авторами описаны основы существующих методов определения состава газовых и жидких смесей, в том числе с помощью низкотемпературной ректификации, масс-спектроскопии, инфракрасной спектроскопии, газовой хроматографии, методы определения содержания гелия и сероводорода. Кратко рассмотрены методы исследования систем пар — жидкость в условиях равновесия и применяемая для этого аппаратура. Более подробно изложены приемы расчета равновесия систем пар — жидкость с помощью коэффициентов распределения

(констант равновесия) для сложных смесей при высоких и низких давлениях.

Изложены общие принципы корреляции констант равновесия с целью применения их для расчета многокомпонентных систем, находящихся при высоких давлениях, причем особое внимание уделено методу Органика — Брауна.

Материал главы содержит в себе большое количество графиков констант равновесия и графиков, необходимых для определения давления схождения, которые будут весьма полезны для читателя.

В последнем разделе главы в элементарной форме излагаются принципы использования электронных вычислительных машин для расчетов испарения многокомпонентных смесей.

Глава VII посвящена гидравлическим расчетам вертикальных, горизонтальных и наклонных трубопроводов. Показано, что в основе этих расчетов лежит уравнение энергетического баланса газопровода. Приведены методы расчета давления в скважине, позволяющие учитывать изменение с глубиной значений коэффициента сверхсжимаемости и температуры газа.

Рассмотрены основные положения современного представления об изменении коэффициента гидравлического сопротивления в зависимости от параметров потока и шероховатости стенок труб. Приведены расчетные формулы Веймаута, фирмы Панхендл, Форда с сотрудниками, метод, рекомендованный Клайдинстом, а также формула Фергюсона, с помощью которой можно учитывать профиль трассы газопровода. Приведены формулы, необходимые для расчета сложных газопроводов и аккумулирующей способности газопровода.

В отдельном параграфе рассматривается расчет движения газа от забоя до устья по стволу газовой скважины. Дана краткая характеристика расчетных формул Смита, Поеттманна, Коллендера и Бинкли и применимость последних двух для расчетов движения двухфазных потоков в скважинах газоконденсатных месторождений.

Рассмотрен также метод Суккара и Корнелла, позволяющий учитывать изменение температуры и коэффициента сверхсжимаемости газа в движущемся по вертикальным трубам газовом потоке.

Отдельный параграф посвящен методам гидравлического расчета вертикальных и горизонтальных трубопроводов, транспортирующих газожидкостные смеси. Без каких-либо критических замечаний приведена методика расчета горизонтальных трубопроводов, предложенная Локхартом и Мартинелли. Детально описан метод Бертуцци, Тэка и Поеттманна расчета таких трубопроводов. Рассмотрена методика расчета вертикальных трубопроводов (фонтанных и компрессорных лифтов), предложенная Поеттманном и Карпентером. Приведена формула Ауда для расчета продуктопроводов. Применение каждой из расчетных методик иллюстрировано примерами.

Изложенный в главе VII материал по гидравлическим расчетам трубопроводов ценен, но недостаточен для правильного решения многих из встречающихся в практике задач этого типа.

Авторами не уделено должного внимания неизотермическому потоку газа в трубах. Несмотря на то, что в ряд уравнений входит значение средней температуры потока, для расчета этого параметра не приведено никаких рекомендаций. Не рассмотрены вопросы расчета газопроводов при неустановившемся режиме, влияния местных сопротивлений и взвесей на пропускную способность трубопроводов, оценки погрешностей расчетов и границ применимости формул.

При рассмотрении течения газа в газовых скважинах авторами не учитывается скопление жидкости на забое, в результате чего наблюдается отклонение действительных коэффициентов сопротивления от значений, полученных при движении сухого газа.

При этом, как было показано работами, проведенными во ВНИИГАЗ [29], коэффициенты сопротивления при движении газожидкостных смесей по вертикальным трубам в случае небольшого содержания жидкости в газе становятся меньше коэффициентов сопротивления, полученных при движении чистого газа без примесей.

Это же положение подтверждается и многочисленными промысловыми экспериментальными исследованиями, проведенными на газовых скважинах Советского Союза.

В Советском Союзе для расчета движения газожидкостных смесей по вертикальным трубам применяются формулы, основанные на теории эргазлифта. Расчет лифтов газоконденсатных скважин рассмотрен в [19].

Гидравлическим расчетам горизонтальных и наклонных газопроводов посвящены работы многих советских исследователей. Сводка основных из этих работ приведена в монографии [41], посвященной аналитическим основам проектирования и эксплуатации магистральных газопроводов. В КуйбышевНИИ НП выполнен анализ существующих отечественных и зарубежных методик расчета пропускной способности газопроводов, показавший, что ни одна из них не применима для широкого диапазона конструктивных и эксплуатационных особенностей газопроводов и рекомендован метод, восполняющий этот недостаток [10].

Для практики эксплуатации нефтяных и газоконденсатных месторождений вопросы совместного движения жидкости и газа по горизонтальным и наклонным трубопроводам имеют весьма большое значение.

Поэтому в СССР проведены и продолжаются широкие лабораторные и промышленные экспериментальные исследования гидравлики таких потоков.

Наряду с экспериментальными проведены и теоретические исследования, которые позволили полнее разработать теорию движения газожидкостных смесей.

Ряд работ посвящен разработке методов расчета движения газожидкостных смесей по трубопроводам. Анализ, приведенный в [11], показал, что к настоящему времени нет достаточно надежного метода расчета трубопроводов, транспортирующих газожидкостные смеси.

Наиболее приемлемой из предложенных к настоящему времени для расчета горизонтальных трубопроводов является методика Бертуцци, Тэка и Поеттманна. При расходном объемном газосодержании текущей смеси свыше 95% может использоваться методика Фланигена. Приведенная в руководстве методика Локхарта и Мартинелли для практических расчетов не применима.

В отдельном параграфе главы VII рассмотрены приемы расчета работы, потребной для сжатия реальных газовых смесей. Использование имеющихся в книге таблиц и диаграмм энтальпия—энтропия обеспечивает надлежащую точность таких расчетов.

В главе VIII изложены приемы измерения расхода газа. Основное внимание уделено измерению расхода по методу сужения, создаваемого диафрагмой. Приведены уравнения движения через сужение и основные формулы для вычисления расхода реального газа через диафрагму.

Для определения расчетных коэффициентов, входящих в состав этих формул, в приложении к руководству помещены таблицы, использование которых значительно упрощает вычисления. Кратко описаны правила монтажа расходомеров, более подробно рассмотрено влияние пульсации потока на точность измерения. Даны рекомендации по учету этого явления при замерах расхода газа и по обвязке компрессоров для снижения пульсации потока. Приведены данные о влиянии жидкой взвеси в потоке газа на результаты измерения.

В СССР измерение расхода по методу сужений производится в соответствии с правилами 27—54 [26]. Теория и практика измерений расходов различными методами подробно освещена в работе [16].

В последних параграфах главы VIII по материалам 30-х годов рассмотрены методы измерения расхода газа с помощью диафрагменного измерителя критического течения и пневмометрической трубки (трубки Пито); номограммы, упрощающие расчеты при использовании этих методов, приведены в [15].

Глава IX посвящена вопросам бурения и исследования скважин. Приведенный материал показывает, что в США наряду с основным, роторным, до последнего времени применяется и ударно-канатный способ бурения.

Из трех новых способов бурения, находящихся в стадии испытаний в США, наиболее важным и перспективным авторы считают турбинный способ, широко применяемый в СССР. Авторы указывают, что различие в бурении нефтяных и газовых скважин состоит лишь в методах вскрытия продуктивного пласта.

В параграфе, посвященном промывочным жидкостям, приведены предъявляемые к ним требования, данные об изменении параметров глинистого раствора при обработке карбоксиметилцеллюлозой, квебрахо, краткие сведения по очистке глинистых растворов с помощью гидроциклонов. Так же кратко описано бурение с продувкой забоя воздухом или газом, с применением аэрированных жидкостей, рассмотрены факторы, влияющие на скорость бурения.

Приведенный по всем этим вопросам материал является скорее вводным к курсу бурения скважин и не может быть использован в качестве руководства при производстве буровых работ. Он интересен тем, что характеризует состояние техники и технологии проводки скважин в США.

Все основные вопросы современного бурения скважин подробнее рассмотрены в книгах [22, 46, 47].

Имеющей большое практическое значение, но не освещенной в руководстве специфике проводки наклонных скважин турбинным способом посвящена работа [8].

Режимы бурения, обеспечивающие высокие показатели проводки скважин, детально рассмотрены в [40]. Промывочным жидкостям посвящена также довольно обширная отечественная литература. Одной из последних является работа [50].

В этой же главе дано представление о технике цементажа скважин и свойствах используемых при этом цементов. Освещение состояния этих работ в СССР дано в [38]. В этой же главе изложены принципы кислотных обработок призабойных зон и гидроразрыва пласта без указания специфики этих работ для газовых скважин, общие положения освоения и испытания скважин, причем основное внимание уделено технике испытания скважин газоконденсатного месторождения. Последний вопрос подробнее освещен в [4, 12].

Вторая половина главы IX посвящена каротажу скважин. Рассмотрены принципы электрического и радиоактивного каротажа, вопросы интерпретации диаграмм кажущегося и удельного электрического сопротивления, потенциалов собственной и вызванной поляризации пород, данных боковых электрических зондирований, индукционного каротажа и комбинации двух последних методов. Кратко освещены вопросы микрокаротажа, в том числе бокового, гамма-каротажа и нейтронного гамма-каротажа. Приведенный материал иллюстрирует применение электрического и радиационного каротажа для корреляции разрезов скважин, определения насыщенности пород флюидами и пористых и проницаемых зон.

Интерпретация результатов геофизических исследований разрезов скважин более детально рассмотрена в [9].

Недостатком этого раздела главы IX является отсутствие материалов по термометрическим исследованиям скважин. Таковой материал изложен в [23, 28, 31, 44].

Глава X посвящена рассмотрению установившейся и неустановившейся фильтрации газа в пористой среде. Вначале рассмотрена установившаяся радиальная фильтрация газа по закону Дарси и с учетом отклонения от этого закона.

Неустановившаяся фильтрация газа описывается весьма подробно с таким расчетом, чтобы этот материал мог быть усвоен студентами и инженерами, впервые встречающимися с ним. После рассмотрения уравнения неразрывности и дифференциальных уравнений неустановившегося движения приводится переход к безразмерным параметрам. Даны общие представления о радиусе дренирования и изложены методы решения уравнений неустановившейся фильтрации.

При этом приводятся решения аналитическим путем с рядом допущений по методу последовательной схемы стационарных состояний, методом конечных разностей и графическим путем. Рассматриваются также решения дифференциальных уравнений на электронных вычислительных машинах и вычислительных устройствах, основанных на принципах аналогии. Последний раздел этой главы посвящен определению выравнявшегося пластового давления. Эта глава представляет несомненный интерес для быстрого усвоения материалов по неустановившейся фильтрации газа.

Из отечественных работ по этим вопросам можно указать на [1, 18, 20, 23, 25, 43].

В главе XI рассматриваются вопросы исследований скважин, разработки и эксплуатации газовых месторождений. Изложены принципы исследований скважин методом противодавления и вычисление индикаторных кривых по данным исследования кернов. Рассмотрены методика определения радиуса дренирования и влияние неустановившегося течения по показателю степени в степенной формуле. Приведены методы определения проницаемости по кривым падения давления после пуска и кривым нарастания давления после остановки скважины. Рассмотрены проницаемость призабойной зоны и определение градиента пластового развития при нестационарной фильтрации. Большое внимание уделено исследованию скважин на приток в течение равных интервалов времени (так называемые изохронные исследования).

Приводятся методика пересчета данных, полученных методом противодавления, в изохронные индикаторные кривые, поправки для индикаторной кривой стабилизированной скважины при изменении пластового давления и расчет индикаторных кривых по промысловым данным. При этом основное внимание авторы уделяют степенной формуле.

В этой же главе кратко рассмотрены вопросы определения запасов газа объемным методом и по падению давления. В заключение весьма кратко изложены некоторые вопросы коррозии и образования конусов обводнения без методики расчета последних.

В настоящее время в Советском Союзе практически всеми специалистами разделяется мнение о том, что физически наиболее правильно приток газа описывается двучленной формулой, в которой первый член характеризует вязкостные потери энергии, а второй инерционные. Фактор турбулентности в пористой среде, по-видимому, не имеет важного значения. При этом из экспериментальных исследований известно, что основная часть инерционных потерь относится непосредственно к забою скважины. В связи с этим можно считать, что неустановившийся характер притока газа оказывает влияние лишь на первый член двучленной формулы. Кроме того, в СССР было получено решение уравнения нестационарной фильтрации газа для случая двучлен-

ного закона сопротивления, которое показало, что практически в короткие промежутки времени, исчисляемые несколькими секундами, второй член двучленного уравнения становится постоянным и не зависящим от радиуса дренирования скважины. Такое положение значительно упрощает методику исследования скважин в отличие от случая, когда применяется степенная формула.

Кроме того, степенная формула не имеет физического смысла, является лишь практически приемлемой формой записи получаемой при исследовании зависимости между дебитом и забойным давлением.

Более того, при исследовании газовых скважин встречаются на практике осложнения, связанные с выносом жидкости и песка, выпадением конденсата, прорывом конуса воды и другими факторами, которые отражаются на индикаторных кривых и могут быть расшифрованы с помощью двучленной формулы, что практически нельзя сделать с помощью степенной формулы.

Исследование скважин в Советском Союзе проводится согласно составленной во ВНИИГАЗ инструкции [13], в которой подробно изложены метод исследования скважин при установившемся режиме фильтрации с применением двучленной формулы и методы обработки кривых стабилизации и нарастания давления для определения параметров пласта.

Авторы руководства не уделили должного внимания вопросам разработки газовых месторождений и расположению скважин на них. По этому вопросу в Советском Союзе по сравнению с США проведено значительно больше работ, и наш подход к решению этой задачи коренным образом отличается от американского [1, 3, 15, 23, 25, 27, 28, 29, 30, 31].

Более детально, чем в США, у нас также решены вопросы определения запасов газа по падению давления с применением для этой цели опытной эксплуатации и составлением проектов опытной эксплуатации [15, 31, 32].

Социалистическая система экономики СССР позволяет более правильно подходить к решению всего комплекса проблемы разработки месторождений и эксплуатации газовых скважин, рассматривая пласт—скважину—газопровод — потребитель газа как единое целое и исходя из топливно-энергетического баланса отдельных районов и страны в целом.

Глава XII посвящена некоторым вопросам разработки нефтяных и газоконденсатных месторождений. Приведя основы классификации месторождений, авторы приводят данные по растворимости газа в нефтях ряда месторождений США, усадке, вязкости, поверхностному натяжению на границе с твердой фазой газонасыщенных нефтей, кажущейся плотности растворенных газов, объемным коэффициентам нефтей. Изложены основы механизма извлечения нефтей из пластов, работающих при водонапорном и гравитационном режимах, режиме растворенного газа, а также при нагнетании в пласт воды и газа.

Приведены фазовые диаграммы пластовых флюидов ряда газоконденсатных месторождений США, принципы расчета состава пластового газа при снижении пластового давления. Описаны данные моделирования процесса нагнетания сухого газа в пласт при разработке газоконденсатных месторождений (сайклинг-процесс) и схемы осуществления этого процесса.

Приведенный материал ценен, но недостаточен для характеристики проблемы разработки нефтяных и газоконденсатных месторождений в целом. В Советском Союзе разработка нефтяных и газовых месторождений осуществляется на основе комплексного проектирования, учитывающего данные промысловой геологии, гидродинамики, термодинамики, промыслового дела и экономики [1, 3, 15, 17, 23, 30]. Дальнейшее развитие получили теория водонапорного и упорного режимов работы нефтяных пластов [49], теория режима растворенного газа, новые методы увеличения нефтеотдачи.

В связи с открытием в СССР ряда крупных газоконденсатных месторождений разрабатываются и получают широкое распространение как методы исследования газоконденсатных скважин и их продукции [12], так и научные основы разработки таких месторождений [1, 19].

Глава XIII посвящена описанию процессов промысловой сепарации продукции главным образом скважин газоконденсатных месторождений и процесса абсорбционного извлечения из газа тяжелых компонентов. Рассмотрены принципиальные схемы обработки газа на промысле, причем основное внимание уделено описанию процессов низкотемпературной сепарации. Бо́льшая часть главы посвящена процессу абсорбции.

Читателю будут полезны приведенные в книге уравнения, позволяющие рассчитывать процесс абсорбции при наличии в тощем сорбенте компонентов, извлекаемых из газа. Рассмотрены расчетные методы Кремсера-Брауна, Льюиса-Шервуда, Хортона-Франклина, Эдмайстера и Герберта. Применение каждого из методов иллюстрировано примерами. Приведенный в главе XIII материал может быть использован для расчетов процессов не только масляной абсорбции, но и абсорбции легкими сорбентами, позволяющими увеличить выход целевых продуктов, процессов частичной стабилизации нефтей продувкой их сухим газом.

В главе XIV описывается процесс фракционировки углеводородов. Приведенные методы расчета состава и расхода потоков основаны на концепции теоретической тарелки. Изложен материал, характеризующий процесс расчета фракционировки бинарных систем графическим методом, при котором энергетические характеристики потоков в явном виде не используются, и методами, основанными на использовании фазовых и энергетических параметров потоков. Описаны принципы графического представления перегонки тройных систем и методы расчета фракционировки многокомпонентных смесей. Большое внимание уделено определению к. п. д. тарелок методами, основанными на учете физических свойств обрабатываемых продуктов, и методами, учитывающими, кроме того, динамику потоков на тарелке. Подробно рассмотрены приемы расчета размеров колонн, колпачковых тарелок и их размещения в колонне. Представленный материал насыщен графиками и подобран таким образом, что дает правильное представление о механизме рассматриваемых явлений иногда даже в ущерб удобству практического применения. При чтении главы XIV полезно обратиться к работам [2, 34].

Глава XV посвящена процессам низкотемпературной переработки газов. Дана фазовая характеристика систем метан—азот, метан—углекислота, метан—этан—пропан и многокомпонентных систем при низких температурах. Рассмотрены схемы и режим работы установок низкотемпературной деэтанизации, депропанизации и дебутанизации природного газа, получения жидких газов производства гелия и жидкого метана. Весьма кратко освещены вопросы хранения и транспорта сжиженных газов. Современному состоянию этих вопросов в СССР посвящены работы [7, 14, 34].

В главе XVI приведен материал, необходимый для проектирования и контроля работы установок по осушке газа и очистке его от сероводорода. Из методов осушки наиболее подробно освещено извлечение влаги из газа водными растворами ди- и триэтиленгликоля, поскольку эти процессы получили широкое распространение в промышленности.

Описаны также основы процессов извлечения влаги из газа твердыми и жидкими сорбентами.

При рассмотрении вопросов очистки природных газов от кислых компонентов основное внимание уделено применению для этой цели водных растворов аминов.

Кратко рассмотрены коррозия оборудования газоочистных установок и методы получения элементарной серы. Материал этой главы изобилует графиками, характеризующими свойства применяемых для обработки газа абсорбентов.

Недостатком этой главы является то, что она не содержит сведений о новых процессах подготовки газа к транспорту и утилизации, которые успешно разрабатываются, как за рубежом, так и в нашей стране.

Глава XVII посвящена дальнему транспорту газа. В ней подробно рассматриваются действующие в США правила проектирования и сооружения магистральных газопроводов, их конструктивные элементы.

Представлены также основные положения методов защиты трубопроводов от коррозии, в том числе катодной защиты. Значительный раздел главы посвящен компрессорным станциям. В нем описаны принципы расчета коллекторов, соображения по подбору компрессоров и систем охлаждения.

Приведено описание газораспределительных станций, устанавливаемых на них регуляторов, одоризационных установок и городских газораспределительных сетей. Несмотря на то, что в СССР накоплен громадный опыт сооружения дальних и сверхдальних магистральных трубопроводов и правила их проектирования и сооружения отличаются от американских [35, 36, 37], материал главы XVII для читателя будет представлять интерес.

Глава XVIII посвящена подземному хранению природного газа. Подробно рассмотрены вопросы изменения газопотребления бытовыми и промышленными объектами в зависимости от сезонных условий и других факторов на примерах различных районов США, а также прогнозирования изменений в газопотреблении и определения режима работы хранилища. Основное внимание уделено описанию принципов создания хранилищ газа в частично выработанных газоносных и нефтеносных пластах.

Приведены геолого-технические требования. предъявляемые к таким хранилищам, требования, предъявляемые к оборудованию скважин, составу наземных сооружений.

Дана характеристика методов контроля и регулирования работы подземного хранилища. Кратко описаны принципы хранения газа в водоносных структурах, экономика подземного хранения газа и сравнение экономических показателей газохранилищ различных типов.

Поскольку представленный в этой главе материал отражает пути решения принципиальных вопросов при создании подземных хранилищ газа, он будет интересен читателю. В то же время в этой главе не приведен материал по гидро- или газодинамическим основам создания хранилищ газа как в истощенных нефтяных, так и водоносных структурах. В этом направлении большие работы проведены во ВНИИгазе [5]. Не освещены также возможности хранения очищенного газа в залежах, зараженных сероводородом, хотя эта проблема имеет большое практическое значение.

В подготовке настоящего издания принимал участие большой коллектив специалистов. Канд. техн. наук А. Г. Ковалевым выполнен перевод на русский язык глав III, XI и XII, канд. техн. наук А. А. Кочешковым глав II, IV и X (редакторы: проф. А. С. Великовский и канд техн. наук Ю. П. Коротаев), Б. М. Болотиным — глав VI, VII, VIII, XIII, XIV, XV, XVI и XVII (редакторы: канд. техн. наук Г. В. Пономарев, проф. А. С. Великовский, Г. И. Гореченков и Ю. И. Максимов), И. А. Мальковым — первой части главы IX и главы XVIII (редакторы: канд. техн. наук Г. В. Пономарев, Е. В. Левыкин, Г. И. Солдаткин), К. И. Громовой — предисловия авторов, главы I и приложений (редактор — канд. техн. наук Ю. П. Коротаев), канд. техн. наук Ю. Ф. Макогоном — главы V (редактор — канд. техн. наук Ю. П. Коротаев) и канд. геол.-минер. наук И. К. Купаловым-Ярополк — второй части главы IX (редактор О. Г. Баркалая).

В пересчете графиков и расчетных примеров в метрическую систему единиц принимали участие К. И. Громова, М. А. Зыкин, И. С. Ли и Г. А. Зотов. Общее редактирование и окончательная подготовка перевода к печати выполнены кандидатами технических наук Ю. П. Коротаевым и Г. В. Пономаревым.

Ю. Коротаев
Г. Пономарев

ГЛАВА I

ОСНОВНЫЕ СВЕДЕНИЯ О ПРОМЫШЛЕННОСТИ ПРИРОДНОГО ГАЗА

Природный газ начали применять в промышленности более 130 лет назад в Америке и несколько сот лет назад в Китае [I. 5].

Добыча и транспорт природного газа составляют большую долю экономики США. В связи с этим были созданы методы проектирования добычи, транспорта, очистки от примесей и переработки природного газа.

Природный газ представляет собой смесь углеводородов парафинового ряда, из которых основную долю составляет метан (CH_4) и меньшую — этан (C_2H_6), пропан (C_3H_8) и бутан (C_4H_{10}) с примесью неуглеводородных компонентов, таких, как азот, сероводород, углекислота, гелий и пары воды.

Природный газ залегает в порах горных пород либо в свободном состоянии (в чисто газовых месторождениях), либо в растворенном виде в нефти или конденсате. В этом случае он может быть представлен как летучая часть нефти.

Большое значение для инженера-газовика имеет знание геологии и условий залегания природного газа. Так, например, знание пластовой температуры и давления необходимо для подсчета запасов газа в пласте и оценки продуктивной характеристики скважин.

Инженеру часто приходится сравнивать стоимость различных видов топлива, поэтому он должен быть знаком и с элементами экономики.

§ 1. КРАТКИЙ ИСТОРИЧЕСКИЙ ОЧЕРК О ПРОМЫШЛЕННОСТИ ПРИРОДНОГО ГАЗА

Природный газ в США был открыт в 1821 г. во Фредонии в штате Нью-Йорк и первое время использовался в качестве топлива в прилегающих к месторождению районах. В конце XIX века до появления электрической лампочки накаливания газ применялся для освещения. При этом газовые светильники горели круглые сутки, так как это было дешевле, чем платить за то, чтобы их гасить и снова зажигать каждый вечер.

В 1920-х и 1930-х годах было построено несколько газопроводов большой протяженности диаметром 22—24″ с допустимыми давлениями 28,1—42,2 *ат*, соединяющие газовые месторождения с промышленными районами. Большое количество газопроводов было построено сразу же после второй мировой войны. К этому времени успехи в сварке и изготовлении труб позволили строить газопроводы диаметром 30″ с допустимым давлением до 70,3 *ат*.

После завершения строительства ряда новых газопроводов природным газом будут обеспечены практически все промышленные районы США и бóльшая часть Канады. В табл. I. 1 представлены статистические данные о развитии добычи и изменении разведанных запасов газа США с 1920 по 1956 г.

В 30-х годах бóльшая часть попутного нефтяного газа выпускалась в воздух или сжигалась в факелах. Так, на каждом из месторождений Оклахома Сити и Тэрнер Вэлли за период с 1930 по 1934 г. было выпущено в воздух 28,3 млрд. $м^3$ газа.

Сочетание таких факторов, как низкие цены на газ, постепенный рост в цене конкурирующих видов топлива и гарантия бесперебойного снабжения газом за счет кон-

Таблица I. 1

Статистические данные по нефтяной и газовой промышленности США

Годы	Природный газ, млрд. $м^3$			Число скважин, пробуренных в течение года	Сырая нефть и конденсат, млн. $м^3$		
	В течение года		запасы на конец года		Добыча в течение года		запасы нефти и конденсата на конец года
	добыча	потребление			сырая нефть	конденсат	
1956	308,9	291,0	6733,2	58 664	405,7	55,0	5777,1
1955	286,5	266,3	6335,1	56 414	384,6	50,9	5636,1
1954	267,0	247,6	5995,7	52 695	358,8	47,7	5533,6
1953	261,6	237,8	5988,2	49 966	367,4	48,0	5466,3
1952	244,7	266,9	5656,0	47 046	358,7	45,15	5239,8
1951	225,6	211,2	5488,7	46 766	352,0	42,45	5118,1
1950	195,2	177,9	5256,0	44 058	308,9	36,09	4695,9
1949	176,9	153,5	5108,4	39 497	289,2	31,48	3716,8
1948	170,1	145,8	4924,0	40 010	318,3	29,09	4264,2
1947	159,4	129,8	4699,1	33 798	294,1	25,44	3933,5
1946	140,0	114,1	4547,5	30 845	274,4	—	3821,4
1945	137,1	111,0	4185,4	27 140	276,0	—	3311,1
1944	134,0	105,1	3780,7	26 163	266,8	—	3331,3
1943	122,8	96,7	3115,2	20 820	239,0	—	3189,9
1942	104,8	86,46	3115,2	22 578	220,2	—	3192,8
1941	97,96	79,64	3232,8	33 332	223,2	—	3114,4
1940	94,33	75,33	2407,2	31 149	214,8	—	3024,6
1935	68,19	54,26	1755,8	24 581	158,4	—	1971,5
1930	—	55,03	1302,7	23 711	142,8	—	2162,2
1925	—	33,64	651,4	26 412	121,3	—	1351,4
1920	—	22,60	424,8	34 029	70,27	—	1144,7

сервации открытых новых месторождений, а также удовлетворительная окупаемость первых газопроводов, способствовало в последние годы быстрому развитию газовой промышленности [I. 25].

В газовой промышленности можно выделить пять основных отраслей.

1. **Бурение и открытие новых месторождений.** Разведочное бурение является основным средством детальной разведки месторождения. В настоящее время в США из каждых 100 разведочных скважин, пробуренных на нефть и газ, 38 непродуктивных, 52 дают нефть и 10 природный газ или газ с конденсатом. Для анализа поведения скважин при их эксплуатации и изучения геологического строения залежей необходимо знать свойства продуктивных пластов и их распределение по площади и мощности залежей. Эти данные получают путем проведения геофизических и гидродинамических исследований скважин и исследований кернов.

2. **Добыча газа попутно с жидкими углеводородами или без них.** Этот раздел охватывает большой круг вопросов, в том числе геологию, технику и технологию разработки, подсчет запасов и дебитов газа. Например, изучение течения газа в пористых средах позволяет определить производительность каждой скважины на месторождении, добычу газа в целом из пласта и характер их изменения во времени. Эти данные необходимы для проектирования газопроводов.

3. **Очистка газа и отделение жидких углеводородов.** В этом разделе рассматриваются проектирование и условия работы сепараторов для отделения нефти или конденсата на скважинах, отбензинивающих установок для извлечения газового бензина и сжиженного нефтяного газа (т. е. пропана и бутана), установок для очистки газа от сероводорода и углекислоты и установок для осушки газа. При проектировании рассматривают вопросы материального и энергетического баланса, фазовых превращений, сепарации и скорости процессов, происходящих в установках.

4. **Транспорт газа по магистральным газопроводам и распределение газа.** Этот раздел охватывает большой круг вопросов, связанных с проектированием и работой обширной сети газопроводов с компрессорными станциями, которые обеспечивают подачу газа от месторождений к промышленным потребителям и населенным центрам. Во многих случаях для распределения природного газа в городах используется модернизированная распределительная система, служившая раньше для распределения искусственного газа.

5. **Подземное хранение газа.** Так как газовые месторождения часто расположены на очень большом расстоянии от потребителей, то для покрытия сезонных колебаний в нагрузке газопроводов создаются подземные хранилища газа, расположенные вблизи потребителя.

Для всех указанных пяти отраслей газовой промышленности необходимо изучение поведения газа при высоком давлении.

При проектировании трубопроводов, газовых скважин, измерительных приборов и оборудования для добычи, транспорта и переработки газа необходимо знать физико-химические свойства газа (плотность, вязкость, теплопроводность и теплоемкость). Также большое значение для проектирования переработки газа имеет изучение фазового поведения многокомпонентных систем.

Природный газ и вода при высоких давлениях могут образовывать твердые гидраты выше 0° С, которые отлагаются в газопроводах и сооружениях и тем самым нарушают режим их работы. Таким образом, для решения вопросов, рассмотренных в пяти основных отраслях газовой промышленности, следует знать состояние природного газа при различных давлениях и температурах.

При решении технических проблем обычно выделяются три основных этапа: определение характера (природы) решаемой проблемы, получение основных исходных данных и последующее проектирование. Как правило, наиболее удобной формой является схематическое проектирование.

§ 2. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ О ГЕОЛОГИИ НЕФТЯНЫХ И ГАЗОВЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

Изучение строения земной коры и способности слагающих ее пород аккумулировать нефть и газ имеет большое значение для инженера, занимающегося добычей природного газа. Геология изучает также процессы, при которых формировались залежи. Многие из этих процессов происходят и до сих пор, что позволяет проверить сделанные предположения о способах образования месторождений.

Существует несколько отраслей геологии [I. 28, I. 40—I. 45, I. 51, I. 52, I. 54]. Их название складывается из таких слов, как гео — земля, петра — порода, литос — камень, и суффиксов логия — изучение или рассуждение, графия — описание. Физическая геология — это наука о процессах, влияющих на земную поверхность, таких, как действие ветра, воды, льда и атмосферы. Историческая геология пытается проследить процессы, обусловившие создание земной коры, происхождение жизни и эволюцию растений и животных. Структурная геология трактует методы, с помощью которых определяются положение и форма различных звеньев земной коры, и изучает силы, которые привели к современным условиям залегания пород на различных глубинах и на поверхности. Стратиграфия раскрывает характер, последовательную зависимость, распределение и происхождение осадочных пород.

Несколько отраслей занимается изучением пород по типу и возрасту. Изучением пород с точки зрения их характера и строения занимается литология. Палеонтология классифицирует сведения о жизни в прошлые геологические эпохи с помощью изучения ископаемых и микроископаемых организмов. Минералогия и петрография имеют дело с физическими и химическими свойствами, классификацией и определением минералов или пород и с их генезисом.

Седиментация [I. 58] — это процесс отложения осадков. Осадочные породы образовались в результате этого процесса. В основном нефть и газ содержатся в осадочных породах. Гидрогеология или геология грунтовых вод изучает законы движения воды через пористые среды и геологию земной коры в отношении способности различных пород пропускать воду.

Геофизика основана на применении законов физики к задачам геологии [I. 54, I. 48]. Например, законы распространения упругих волн, вызванных естественными причинами (например, землетрясением) или взрывами динамита, используются при сейсмических методах поисков структур. Отражение упругих волн от поверхности контакта пластов с различными физическими свойствами позволяет определить границы пластов и нанести их на карту. Для других методов, основанных на применении определенных свойств земной поверхности для изучения земных недр, используют магнитные поля, гравитационные поля и электрические свойства земли [I. 7]. Эти методы обычно основаны на определении аномалий в условиях залегания пород в земной коре.

Геохимия применяет законы химии для изучения геологии земли [I. 54]. Одним из важных методов в поисках нефти и газа является геохимический метод анализа почвы.

1. ИСТОРИЧЕСКАЯ ГЕОЛОГИЯ И НЕФТЕГАЗОНОСНЫЕ РАЙОНЫ

Историческая геология [I. 4, I. 6, I. 28, I. 42, I. 50, I. 51] восстанавливает последовательные изменения в земле со времени образования ее твердой коры. Геологический масштаб времени был введен для того, чтобы показать периоды времени, в течение которых формировались различные пласты земной коры. Точка, в которой охлаждение поверхности земли привело к выпадению воды, на шкале геологического времени является нулевой по отношению к процессу образования осадочных пород. Размыв поверхностей гор и возвышенностей под действием дождя и ветра и последующее заполнение пониженных участков рельефа и впадин эрозионным материалом являются наиболее активными процессами, вследствие чего образуются пористые породы. Поднятие одних участков земной поверхности и опускание других происходят в результате движения земной коры, которые в некоторой степени подобны явлениям, наблюдаемым сейчас при землетрясениях.

Геохронологическая таблица (табл. I. 2) представляет шкалу геологического времени [I. 28, I. 50, I. 51], разделенную на эры, периоды и эпохи. Возраст земли составляет 4,5 млрд. лет, его трудно представить человеку, учитывая, что его собственная жизнь меньше 100 лет, а период жизни на земле составляет примерно 5000 лет.

После того как вода сконденсировалась на поверхности земли, она заполнила ее пониженные участки. Разрушительная сила воды и сила водных потоков влияли на рельеф земной поверхности. Эрозия гор, снос и отложение осадков в морях происходят непрерывно. Кроме этого процесса, отмечаются постоянные колебания земной коры. Указанными факторами объясняется отсутствие в некоторых точках земли осадочных пород некоторых периодов.

Геологами составлены карты земной поверхности, на которых показаны современные границы обнажений осадочных пород, а также расположения морей, существовавших в течение различных геологических периодов. На

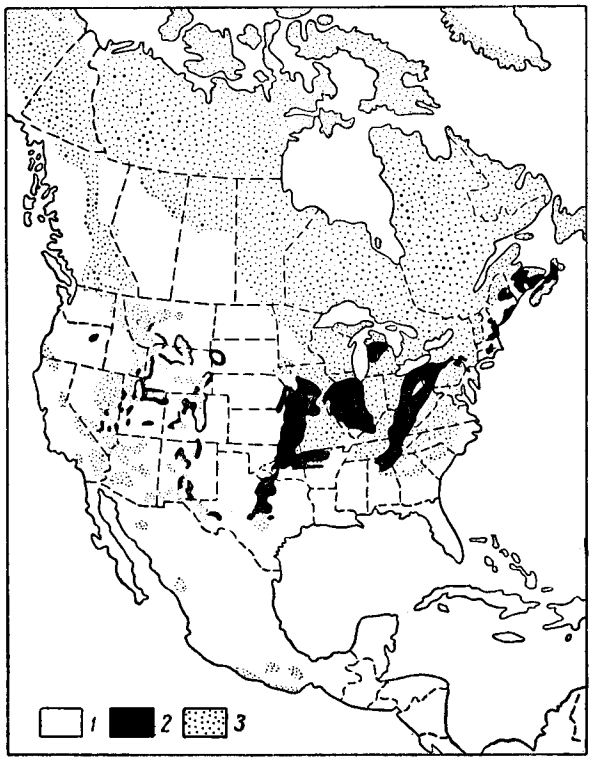


Рис. I. 1. Обнажение пород пенсильванского возраста в Северной Америке.

1 — породы послепенсильванского возраста; *2* — породы пенсильванского возраста; *3* — породы допенсильванского возраста.

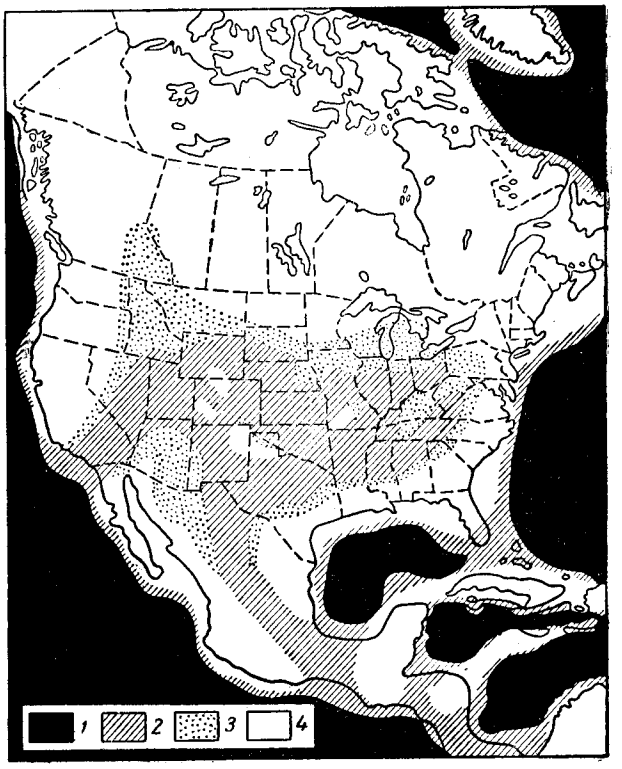


Рис. I. 2. Расположение морей пенсильванского возраста. Мелкие моря пенсильванского возраста наиболее интересны с точки зрения постоянного колебания в них уровня. Даже области, представленные на карте как постоянные области моря, фактически много раз поднимались и погружались. Как показано контуром западных и восточных штатов, континент был представлен большей областью, чем в настоящее время, вследствие образования гор в послепенсильванском периоде [I. 51].

1 — океанические области; *2* — расположенне наиболее постоянных областей; *3* — области, затопленные в течение только одной части периода; *4* — незатопляемые области суши.

рис. I. I и I. 2 представлены обнажения пенсильванских отложений и расположение морей в этом периоде.

Докембрийский период охватывает период времени от формирования земли приблизительно до 500 млн. лет назад. Породы, образовавшиеся в этот период, делятся на три типа: I) изверженные продукты застывания (магмы); 2) метаморфические породы, которые изменили свой характер под действием высокого давления и температуры, и 3) осадочные. Примерами изверженных пород

Таблица I. 2

Геохронологическая таблица

Эра	Период	Эпоха	Нефтегазоносные формации
Кайнозойская 71	Четвертичный	Современная (плейстоцен)	
	Третичный 70	Плиоцен 10	Репетто (Вентура, Калифорния)
		Миоцен 15	Кроц Спрингс, Дип Лейк Эрат (Луизиана), Кеттлеман Хилс, Коалинга (Калифорния)
		Олигоцен 10	
		Эоцен 20	Кокфилд (Конро, Техас), Иэджа (Кейти, Техас)
		Палеоцен	
Мезозойская 130	Верхний мел 35	Ланс Монтана	Вудбайн (Восточный Техас)
	Нижний мел 20	Колорадо Дакота Команче	Меса Вердэ (Сан Хуан, Нью-Мехико, Калифорния) Монро Чок (Луизиана)
	Юра 40	Верхний Средний Нижний	
	Триас 35	Верхний Средний Нижний	Форт Сант Джон (Британская Колумбия)
Палеозойская 300	Пермь 30	Верхний Нижний	Хьюготон Доломит (Канзас, Оклахома, Техас), Йэтс (Восточный Техас, Нью-Мехико), Панхэндл Доломит (Техас)
	Пенсильванский период 30	Вирджил Миссури Де Мойн Морроу	Риф (Скари Каунти, Техас), Барбэнк (Оклахома)
	Миссисипский период 30	Честер Волмейер Киндерхук	Мичиган Стрей Сэндс
	Девон 40	Чотокский Синекский Эрикский Алстерский Орисканский Хелдербергский	Данди, Траверс (Мичиган) Ледук (Альберта) Брэдфорд (Пенсильвания)
	Силур 30	Кайганский Ниагарский Мединский	
	Ордовик 60	Цинцинатский Мохокенский Чезенский Канадский	Симпсон (Оклахома) Виола Сити Уилкокс Бромайд, Трентон (Мичиган)
	Кембрий 80	Озаркский Сант Крокский Акадский Вокобский	Арбакл Лайм (Оклахома Сити, Канзас) Галесвиль Эйквифер (Герсчер, Иллинойс)
Протерозойская			Докембрий 4000
Археозойская			

Примечание. Цифры указывают приблизительную продолжительность периода в млн. лет [I, 28, I, 50, I, 51].

являются гранит, который застывал в земной коре медленно, и лава, быстро застывшая на поверхности. Кристаллический сланец и гнейс образовались в результате метаморфических процессов под действием температуры, давления и времени. Осадочные породы включают пески, песчаники, известняки, доломиты и глинистые сланцы. Многие из месторождений железа, никеля, золота, кобальта и других металлов залегают в породах докембрийского возраста.

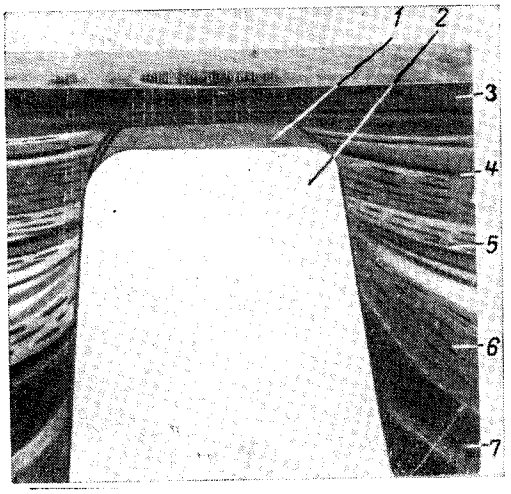


Рис. I.3. Сечение по соляному штоку нефтяного месторождения Спиндлтоп (Джефферсон Каунти, Техас). Этот соляной шток, расположенный на юге Бьюмонт (Техас), имеет цилиндрическое соляное ядро диаметром около 1,8 *км*. Его почти плоская вершина покрыта твердыми породами, состоящими главным образом из доломита и ангидрита, которые встречаются в скважинах на глубине немногим более 305 *м*. Образования третичного периода, находящиеся вокруг соляного штока, были приподняты вертикальным движением поднимающихся соляных масс. Более 20,7 млн. $м^3$ нефти было добыто со свода и со склонов этого купола.

1 — покрывающая порода; *2* — соль: *3* — плейстоцен; *4* — плиоцен; *5* — миоцен; *6* — олигоцен; *7* — эоцен.

Кембрийский период — первый, в котором осадки охарактеризованы фаунистически. Палеонтологические исследования помогают установить эволюцию форм животных и растений. По появлению или исчезновению фауны и флоры данной формы обычно устанавливают возраст пород.

Ордовикский период характеризуется появлением первых позвоночных. Бо́льшая часть Северной Америки была в этот период затоплена. Средняя мощность отложений ордовика составляет в Аппалачской геосинкли свыше 1525 *м*, в Южной Оклахоме — свыше 3050 *м*.

Силурийский, девонский, миссисипский, пенсильванский и пермский периоды также входят в палеозойскую эру Силурийский период известен по соляным отложениям в Мичигане и Нью-Йорке. Девонский период характеризуется остатками коралловых рифов и появлением четвероногих животных. В конце каждого из этих периодов происходила общая трансгрессия моря, сопровождающаяся быстрым изменением форм жизни. Миссисипский и пенсильванский периоды часто называются каменноугольными; в течение этих периодов образовалась бо́льшая часть угленосных пластов. В пермский период мощная толща осадочных отложений образовалась на обширной площади, включающей западную часть Техаса, Нью-Мехико и западную часть Оклахомы. Аппалачские горы формировались в конце палеозойской эры.

Мезозойская эра начинается триасовым периодом, веком жизни рептилий. К этому периоду относятся некоторые газовые залежи, расположенные в центральной части континента. Встречающиеся в Аризоне в триасовых отложениях окаменелые деревья показывают, что размеры деревьев достигали 2,1 *м* в диаметре и 37,5 *м* высоты. Недавно открытое газовое месторождение в Пис Ривер в Британской Колумбии содержит газ в отложениях триасового возраста. Меловой период характеризуется появлением современной флоры (деревья, вяз, клен, дуб и тополь), а также исчезновением динозавров.

Третичный период. Отложения этого периода особенно хорошо выражены на побережье США. Соляные купола побережья Мексиканского залива выходили на поверхность (рис. I.3). Месторождения битуминозных сланцев в западных штатах относятся к этому периоду.

Четвертичный период (современный или плейстоценовый). Считают, что возраст его равен 1 млн. лет. В этот период происходило покрытие ледником территории Северной Америки. Таяние этого льда оставило ледниковые наносы в северной половине континента. Великие озера образовались в результате этого процесса.

Мощность осадочных пород земной коры в Северной Америке изменяется от нуля до 12 *км* и более. Изучение обнажений изверженных пород в восточной части Канады и в горных районах показывает, что эти области либо никогда не перекрывались морем, либо осадочные породы в последующем были полностью размыты. На рис. I.4 по данным геологических исследований показано деление территории США на районы, перспективные и бесперспективные в отношении открытия залежей нефти и газа. На этой карте показаны известные нефтяные и газовые месторождения США, а также перспективные области, классифицированные с точки зрения вероятности добычи в промышленных масштабах нефти и газа.

Эта классификация (см. рис. I.4), сделанная Давидом Уайтом (David White), впервые была опубликована в 1934 г. и незначительно исправлена в последующих изданиях этой карты на основе более детального геологического картирования и дополнительных сведений об открытии новых месторождений нефти и газа.

В этой классификации районы нефтегазоносности США разделены на четыре категории: благоприятные, недифференцированные, неблагоприятные и бесперспективные.

Благоприятные районы

Благоприятными районами являются пока еще недостаточно разведанные материковые области, на которых открыты отдельные небольшие нефтяные и газовые месторождения. В этих районах намечается открытие большей части новых месторождений нефти и газа. Перспективы открытия новых месторождений в слабо разведанных районах очень меняются от района к району. Нефть и газ могут быть найдены только на таких площадях, где благоприятные геологические условия сочетаются с ловушками. Во многих частях таких малоразведанных районов перспективы открытия нефтяных и газовых месторождений могут оказаться неблагоприятными по таким причинам, как отсутствие положительных тектонических структур или отсутствия коллекторов. На других площадях, включаемых в эту категорию, нефть и газ не попали в ловушки или улетучились из них в связи с последующими движениями земной коры или были уничтожены более поздним метаморфизмом. Одна-

ко бо́льшая часть таких площадей на карте считается благоприятной для поисков промышленных месторождений нефти и газа.

Недифференцированные районы

Эта категория не разделена на благоприятные и неблагоприятные районы и включает бо́льшую часть западной части США, которая была покрыта потоком лавы или мощным чехлом молодых осадочных отложений. Эти отложения сложены породами, которые могут содержать нефть и газ. К недифференцированным районам относятся также районы со сложным геологическим строением.

ленного состояния либо под землей, либо на поверхности земли и обычно плохо проницаемы. Кристаллические сланцы, гнейсы и мрамор, являющиеся породами метаморфического типа, формировались под действием температуры и давления из магматических осадочных пород на больших глубинах. Нефть и газ редко встречаются в магматических или метаморфических породах, так как они имеют настолько малую пористость, что нефть и газ в них не могут накапливаться в значительных количествах. В настоящее время известен ряд нефтяных месторождений, приуроченных к породам фундамента, однако сформировались такие месторождения за счет боковой миграции из соседних осадочных отложений. Наиболее

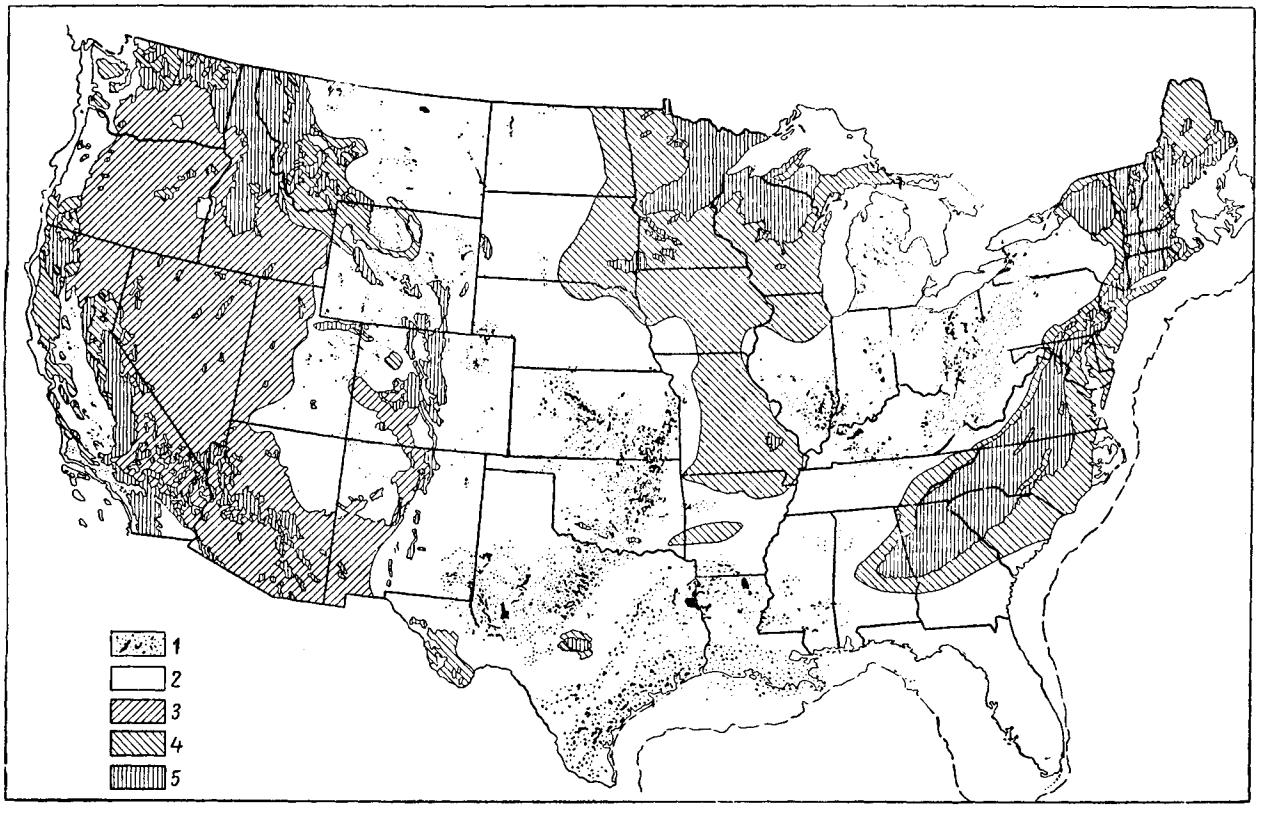


Рис. I. 4. Карта благоприятных и неблагоприятных в отношении нефтегазоносности районов США.

1 — нефтяные и газовые месторождения; *2* — благоприятные для разведки на нефть и газ районы, где ожидается наиболее вероятное открытие месторождений нефти и газа; *3* — недифференцированные районы, которые включают районы осадочных пород и районы вулканических отложений или районы сложных геологических структур (к этим районам относятся как благоприятные, так и неблагоприятные районы, классификация которых затруднительна); *4* — неблагоприятные районы, в которых нефть и газ не содержатся в значительных количествах; *5* — бесперспективные районы включают породы докембрийского периода, большие включения поздних интрузивов и высокометаморфизованных пород.

Неблагоприятные районы

Многие районы США считаются неблагоприятными в отношении нефтегазоносности вследствие высокой степени метаморфизованности осадочных пород и малой мощности пластов-коллекторов, которые могут содержать нефть или газ. Небольшие количества нефти или газа могут быть найдены в будущем на таких площадях, но сейчас это маловероятно.

Бесперспективные районы

Бесперспективными считаются районы, где граниты (интрузивы) и базальты (экструзивы), которые имеют вулканическое происхождение, затвердели из расплав-

глубоко осадочные породы залегают в центре бассейнов. Например, на побережье Мексиканского залива имеются эксплуатационные скважины глубиной 6500 *м*.

2. СТРУКТУРНАЯ ГЕОЛОГИЯ. ОБРАЗОВАНИЕ ЛОВУШЕК ДЛЯ НЕФТИ И ГАЗА

[I. 44, I. 52]

Движение земной коры, эрозия и процессы осадконакопления создали структуры, благоприятные для накопления нефти.

Нефть и газ имеют меньший удельный вес, чем вода, и накапливаются в ловушках, состоящих из пористых пород, находящихся под непроницаемыми покрывающи-

ми породами. Обычно вода подстилает нефтяные и газовые залежи. Образование этих ловушек связано с различными геологическими процессами.

Иногда образовывались стратиграфические ловушки, где накопление происходило в пористом пространстве пласта вследствие неструктурной особенности. Последние исследования [I. 34, I.35, I. 32] показывают, что тип залежи определяется сочетанием гидродинамических, литологических и тектонических условий.

Антиклиналь — структура, образованная поднятием и перегибом пластов (рис. I. 5, *a*), является наиболее благоприятной ловушкой для образования залежей нефти и газа.

Синклиналь, или изогнутая книзу часть складки, также может служить ловушкой для нефти при соблюдении определенных условий.

Продуктивные пласты иногда осложнены сбросом и образуют ловушки на одной или двух сторонах сброса (рис. I. 5, *b*). Свод поднятия может быть разрушен эрозией, размыт и покрыт непроницаемой толщей пород (рис. I. 5, *c*), что приво-

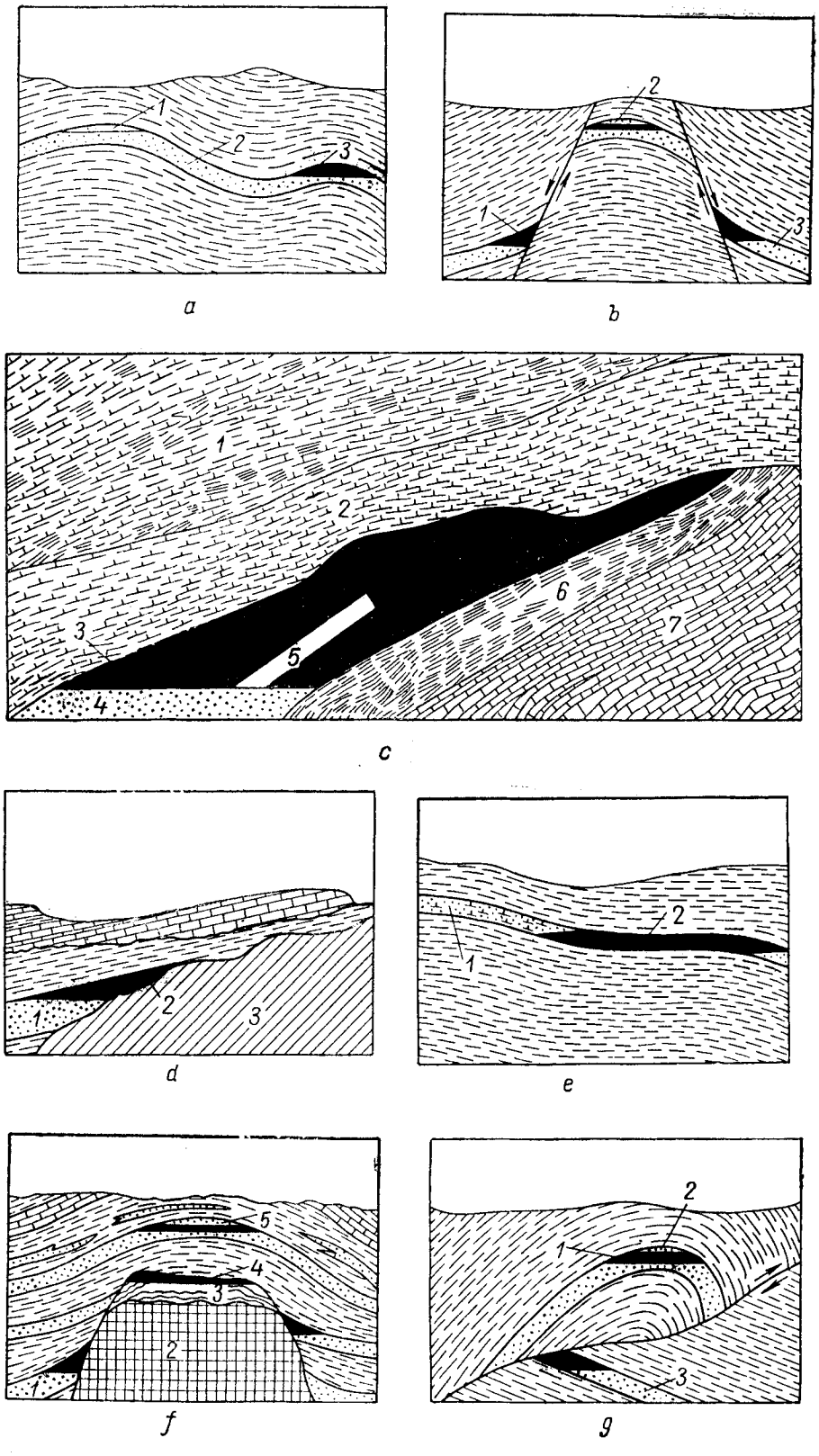


Рис. I. 5. Основные типы пластовых ловушек.

a — простые антиклинали: *1* — газ, *2* — вода, *3* — нефть; *b* — ловушка, обусловленная наличием сброса: *1* — нефть, *2* — газ, *3* — вода; *c* — стратиграфическая ловушка: *1* — тейлорский мергель, *2* — остинский мел, *3* — нефть, *4* — вода, *5* — пески Вудбайн, *6* — меловой глинистый сланец, *7* — известняк Джорджегаун; *d* — ловушка, образованная при несогласном залегании на крыле подстилающей породы: *1* — вода, *2* — нефть *3* — подстилающая порода, *e* — литологическая ловушка, связанная с изменением пористости и проницаемости в плотных песках; *1* — плотный песок, *2* — нефть; *f* — ловушки, связанные с солянокупольной тектоникой, *1* — вода, *2* — соль, покрывающая порода, *4* — нефть, *5* — газ; *g* — антиклиналь, образовавшая ловушки при сбросе: *1* — нефть, *2* — газ, *3* — вода.

дит к несогласному напластованию различных отложений и образованию стратиграфической залежи. Встречаются также залежи, образованные на контакте продуктивного пласта с изверженными породами (рис. I. 5, *d*). Если изверженные породы были выветрены раньше процесса образования осадков, нефть может быть найдена как в осадочных породах, так и в выветренных изверженных породах.

Литологическая ловушка образуется в том случае, если пористость и проницаемость уменьшаются в одной части и достаточно высоки в других частях того же пласта, в которых аккумулируются нефть и газ (рис. I. 5, *e*). Пористость и проницаемость песков и песчаников сильно уменьшаются в присутствии глин.

На побережье Мексиканского залива сильно развита солянокупольная тектоника, с которой также связаны месторождения нефти и газа (рис. I. 5, *f*). Во многих структурах, имеющих чрезвычайно сложное строение, обусловленное складкообразованием и наличием сбросов и взбросов (рис. I. 5, *g*), также отмечается образование залежей нефти и газа.

3. КЛАССИФИКАЦИЯ ПОРОД
[I. 6, I. 7, I. 14]

Породы, которые встречаются при бурении скважин, могут быть классифицированы на обломочные и необломочные. Обломочные породы состоят из частиц некоторых ранее существовавших пород и затем подвергшихся разрушению. Необломочные породы, такие, как известняк или доломиты, образовались путем химического осаждения частиц в морском бассейне.

Основными обломочными породами являются пески и песчаники, глины, алевролиты, конгломераты и сланцы. Пески и песчаники, состоящие из отдельных кварцевых зерен, могут быть настолько слабо сцементированы, что при эксплуатации могут выноситься вместе с нефтью или газом. Песчаник — это осадочная горная порода, состоящая из песка, сцементированного кремнеземом, кальцитом или известью и окислами железа. Предельные размеры зерен песчаника — от 0,06 до 2 *мм*. Частицы, имеющие меньшие размеры, относятся к алевритам или, если они связаны, к алевролитам. Более крупные частицы (более 2 *мм*) относятся к гравию. Глины состоят из частиц более мелких, чем алевролиты, и обычно содержат алюмосиликат. Глины могут быть мягкие с высоким содержанием воды или твердые и спаянные — сланцы. Сланцы редко содержат нефть и газ в промышленных количествах и являются хорошими покрывающими породами. Большие месторождения битуминозных сланцев имеются на западном плато. Добыча нефти из них должна производиться не через скважины, а шахтным способом.

Осадочные породы, содержащие некоторую часть частиц крупнее песка, называют конгломератами или брекчиями. Окатанные обломки (галька) и более крупные фракции могут состоять из кварца, известняка и магматических или метаморфических пород. Оолиты — это породы, состоящие из мелких круглых частиц известняка.

Необломочные осадки — это главным образом известняк, доломит и мел. Известняк в чистом виде представлен карбонатом кальция или кальцитом. Доломит — это двойной карбонат кальция и магния. Пористость и проницаемость известняков и доломитов в основной массе низкие. Они могут быть подвержены выщелачиванию. В результате выщелачивания образуются каналы, трещины, пустоты и даже каверны, которые обеспечивают создание промышленных залежей нефти и газа. Мел является разновидностью мягкого известняка с низкой проницаемостью и высокой пористостью. Соль, ангидрит и гипс также относятся к необломочным породам.

Многие породы являются смесью или комбинациями описанных типов. Известняк и доломит встречаются в виде породы, называемой доломитизированным известняком.

4. ПРОИСХОЖДЕНИЕ И ОБРАЗОВАНИЕ ЗАЛЕЖЕЙ НЕФТИ И ГАЗА

Вопросам происхождения нефти посвящено много работ [I. 4, I. 5, I. 6, I. 32, I. 34, I. 35, I. 41, I. 45, I. 47, I. 54, I. 55, I. 56, I. 57]. Однако законченной теории происхождения нефти до настоящего времени пока не существует. В этой книге приводятся некоторые согласованные положения о происхождении нефти.

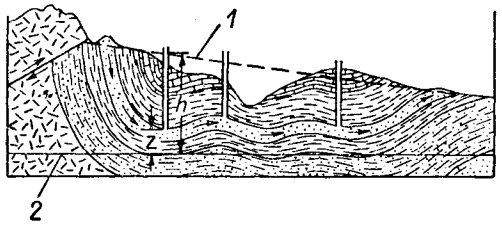


Рис. I. 6. Схема регионального движения вод по пласту от области питания до области разгрузки.

1 — гипсометрическая поверхность; *2* — уровень моря.

Образцы морских осадков, отобранные в Мексиканском заливе, содержат органические вещества, которые включают многие из нефтяных углеводородов [I. 55]. Содержание нефти в осадках, как было установлено данными исследований, составляет 0,114—0,262 *л/м*^{3}, но не полностью ясна картина происхождения углеводородов парафинового ряда, включая природный газ. На протяжении геологического времени в неглубоких морях, несомненно, осаждается большое количество органических веществ, которые являются исходным материалом для образования нефти. По-видимому, деятельность бактерий в дальнейшем превращает этот материал в углеводороды [I. 62]. Последовательность превращения органического вещества в нефть может быть выявлена при исследованиях керогенов, находимых в нефтяных сланцах или битумах.

Многие авторы высказывают различные варианты происхождения природного газа и нефти. Исследование газов, растворенных в нефтях, так же как тяжелых углеводородных жидкостей, добываемых вместе с газом (конденсат), убеждает в том, что нефть и газ являются непрерывными членами одного ряда и имеют одно и то же происхождение. Различия в условиях накопления для газовой и жидкой фаз приводят к тому, что они могут аккумулироваться в различных ловушках. Миграцию нефти и газа к структурным и неструктурным ловушкам относительно легко представить [I. 32, I. 34, I. 35]. Нефть, созданная в материнских породах [I. 57, I. 58], будет стремиться занять наиболее повышенную часть структуры до тех пор, пока не достигнет барьера, создаваемого покрывающими породами, или пропластка низкой проницаемости. Процесс аккумуляции легко понять, если рассмотреть механизм попадания нефти в ловушку в соответствии с гидродинамическими условиями, сделанными Хьюбертом (Hubbert). Хьюберт показывает, что движение воды в большинстве осадочных пластов происходит от одного выхода пласта (области питания) к другому (области разгрузки) при наличии различных отметок выходов (рис. I. 6). Такой процесс создает условия, при которых нефть и газ могли быть доставлены из мате-

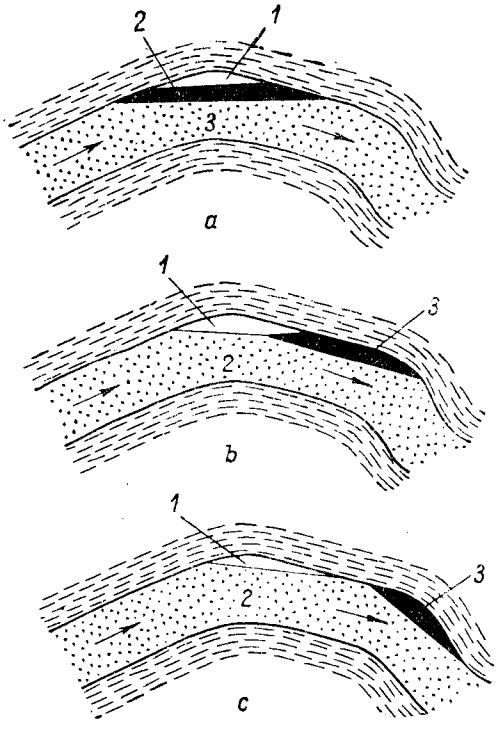


Рис. I. 7. Типы нефтяных и газовых залежей при движении пластовых вод.
a: *1* — газ, *2* — нефть, *3* — вода; *b*: *1* — газ, *2* — вода, *3* — нефть; *c*: *1* — газ, *2* — вода, *3* — нефть.

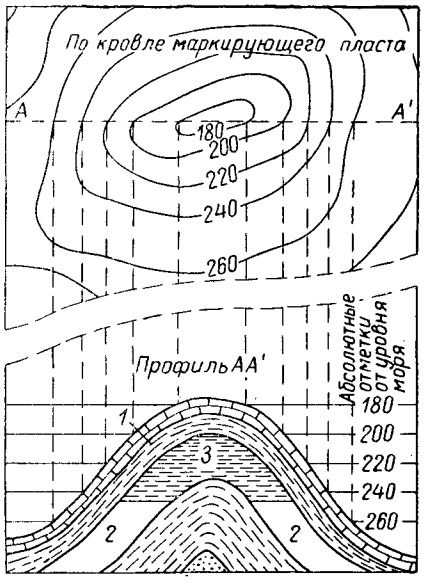


Рис. I. 9. Структурная карта и геологический профиль нефтяной залежи.
1 — порода, служащая покрышкой; *2* — вода; *3* — нефть.

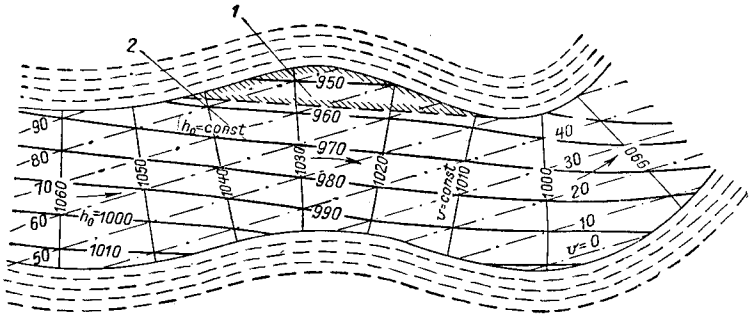


Рис. I. 8. Вертикальный разрез структурного носа с образованием нефтяной залежи в гидродинамической ловушке [1. 34].
I — нефтяная залежь; *II* — h_0 условный нефтяной потенциал, равный $u - v$, где $u = \frac{\rho_w}{\rho_0} h_w$; $v = \frac{\rho_w - \rho_0}{\rho_0} z$; z — абсолютная отметка от уровня моря; ρ_w и ρ_0 — плотности соответственно воды и нефти; h_w — статический уровень воды.

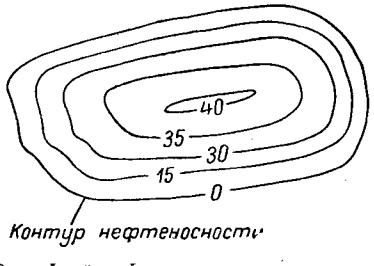


Рис. I. 10. Карта изопахит для нефтеносной части структуры.

ринских пород к ловушкам. Хьюберт показывает далее, как такие гидродинамические процессы могут создать залежи нефти или газа и привести к наклонным поверхностям раздела между водой и нефтью или газом (рис. I. 7). Можно найти залежь нефти на крыле складки, когда движение воды происходит в нижней части структуры (рис. I. 8).

5. МЕТОДЫ ГРАФИЧЕСКОГО ИЗОБРАЖЕНИЯ ГЕОЛОГИЧЕСКИХ ДАННЫХ

Структурные карты, каротажные диаграммы, геологические разрезы и другие данные, получаемые в процессе бурения и исследования скважин, являются основой для получения информации о форме и строении нефтяных

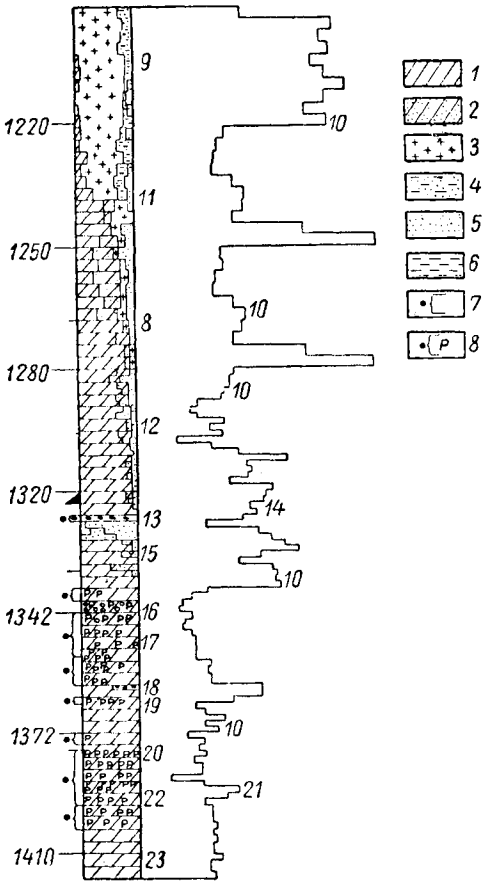


Рис. I. 11. Литологическая колонка и механический каротаж. Литологическая колонка построена по процентному содержанию пород. Время чистой проходки представлено справа от литологической колонки. Отмечается низкая механическая скорость проходки через ангидриты (около 1200 *м*).

1 — доломит; *2* — песчанистый доломит; *3* — ангидрит; *4* — песчано-глинистые сланцы; *5* — песок; *6* — глинистые сланцы; *7* — признаки нефти; *8* — продуктивный пласт; *9* — желтый кристаллический доломит; *10* — смена долота; *11* — желтый кристаллический доломит, переходящий в песчанистый доломит; *12* — желтые и серые кристаллические доломиты, переходящие в слоистые доломиты; *13* — серые и белые доломиты; *14* — бурение на нефти, обратная промывка скважины; *15* — доломит с включением халькопирита; *16* — серый мелкозернистый доломит, пористость вначале низкая, затем высокая, следы нефти отсутствуют; *17* — слабонасыщенные поры; *18* — насыщенный кристаллический доломит, серые сланцы; *19* — насыщенный пористый доломит; *20* — насыщенный малопористый доломит; *21* — проработка ствола; *22* — насыщенный зернистый пористый доломит; *23* — желтый ангидритный доломит со следами нефти.

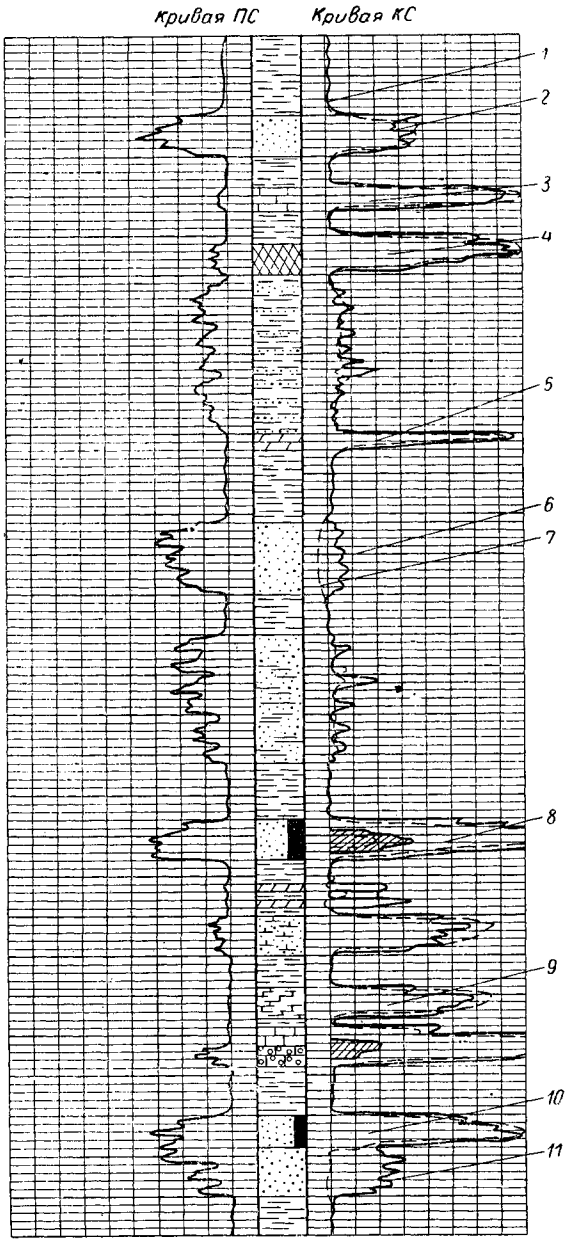


Рис. 1. 12. Схематичная каротажная диаграмма, дающая соотношения электрических характеристик при различных литологических свойствах пород.

1 — малый потенциал-зонд 16″ АМ; *2* — песчаник с пресной водой; *3* — известняк; *4* — ангидрид; *5* — доломит; *6* — песчаник с минерализованной водой (по малому потенциал-зонду); *7* — то же по большому потенциал-зонду 64″ АМ); *8* — песок с признаками нефти; *9* — известково-глинистый сланец; *10* — нефтеносный пласт; *11* — песок с минерализованной водой.

и газовых залежей. Обзорные карты поверхности, показывающие направление профилей, месторасположение скважин, дороги, реки и т. д., являются исходной основой для описания данной газовой площади.

Структурные карты строятся обычно по кровле и подошве продуктивного пласта или в некоторых случаях по определенному геологическому маркирующему пласту, залегающему непосредственно над продуктивным горизонтом (рис. I. 9). Карты изопахит представляют собой карты изменения мощностей пласта или газоносной или нефтеносной его части (рис. I. 10). При бурении скважин ведутся различные буровые журналы, в которых отражается весь процесс проходки скважин. Выбуренная порода и керны исследуются геологами и регистрируются в керновом журнале (рис. I. 11).

По диаграмме скорости проходки также можно получить ценные сведения о мощности и твердости проходимых пластов. После окончания бурения скважины перед спуском обсадной колонны производятся электрокаротаж и микрокаротаж путем спуска в скважину различных зондов. Гамма-каротаж или нейтронный каротаж проводится либо до спуска обсадной колонны в скважину, либо после спуска ее. На рис. I. 12 показана схематически диаграмма электрокаротажа, а на рис. I. 13 приведено сравнение диаграммы микрокаротажа с другими данными.

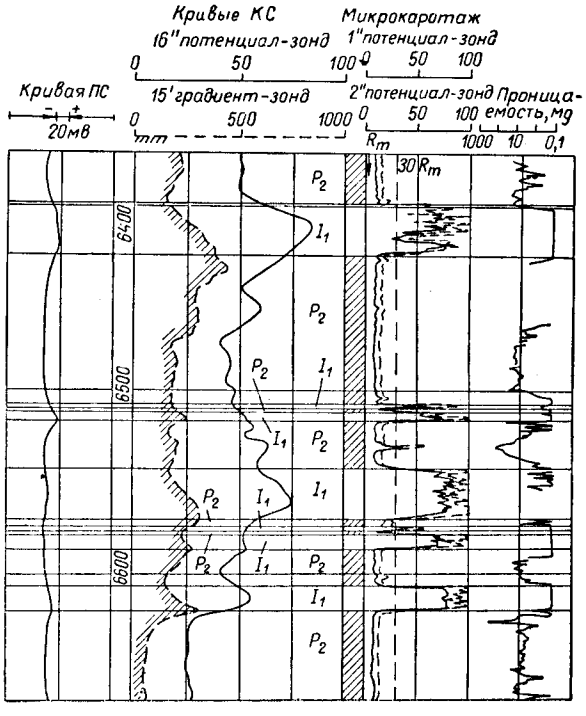


Рис. I. 13. Пример микрокаротажной диаграммы [I. 44]. Сопротивление бурового раствора R = = 0,9 при 29,44° С.

§ 3. ЗАЛЕЖИ ПРИРОДНОГО ГАЗА

В начальном этапе развития нефтяной промышленности [I. 5] природный газ и нефть рассматривались как не связанные друг с другом. Это мнение сложилось потому, что неглубокие скважины давали или нефть, или газ. С развитием техники увеличивалась глубина скважин и тогда обнаружили, что природный газ обычно сопутствует нефти, а также содержит и жидкие углеводороды, которые выделяются из газа при снижении давления и температуры. Дальнейшее развитие методов анализа нефти и газа позволило установить, что природный газ и большинство нефтей принадлежат к углеводородам парафинового ряда. В табл. I. 3 приводится состав нефти, газа и некоторых нефтепродуктов.

Таблица I. 3

Компоненты, входящие в состав нефти

Наименование	Точка кипения при 760 *мм рт. ст.*, °С	Товарная продукция	Основной диапазон содержания компонентов
Метан CH_4	—161,3	Природный газ	Сухой газ
Этан C_2H_6	—88,6	То же	Промышленный товарный газ
Пропан C_3H_8	—42,2	Природный газ, пропан	Продукт конденсатной скважины
Изобутан i-C_4H_{10}	—12,64	Газолин, бутан	Продукт нефтяной скважины
$н$-Бутан n-C_4H_{10}	—0,56	Газолин, моторное топливо, бутан	Товарная нефть
Пентан C_5H_{12}	32,22	Газолин, моторное топливо	Товарный конденсат
Гексаны C_6H_{14}	62,78	Газолин, моторное топливо	Стабильный конденсат
Гептаны C_7H_{16}	90,55	Газолин, моторное топливо	Газолин
Октаны C_8H_{18}	118,33	То же	Сжиженный газ
Деканы $C_{10}H_{22}$	173,89	Моторное топливо	
Тетрадекан $C_{14}H_{30}$	254,44	Керосин, легкая топливная нефть	
Гексадекан $C_{16}H_{34}$	287	Минеральное изоляционное масло, топливная нефть	
Триаконтан $C_{30}H_{62}$	457,22	Легкое смазочное масло, тяжелая топливная нефть	
Тетраконтан $C_{40}H_{82}$	542	Смазочное масло, тяжелая топливная нефть	
Асфальтен $C_{80}H_{162}+$	648,89+	Асфальт, бункерное топливо, битум	

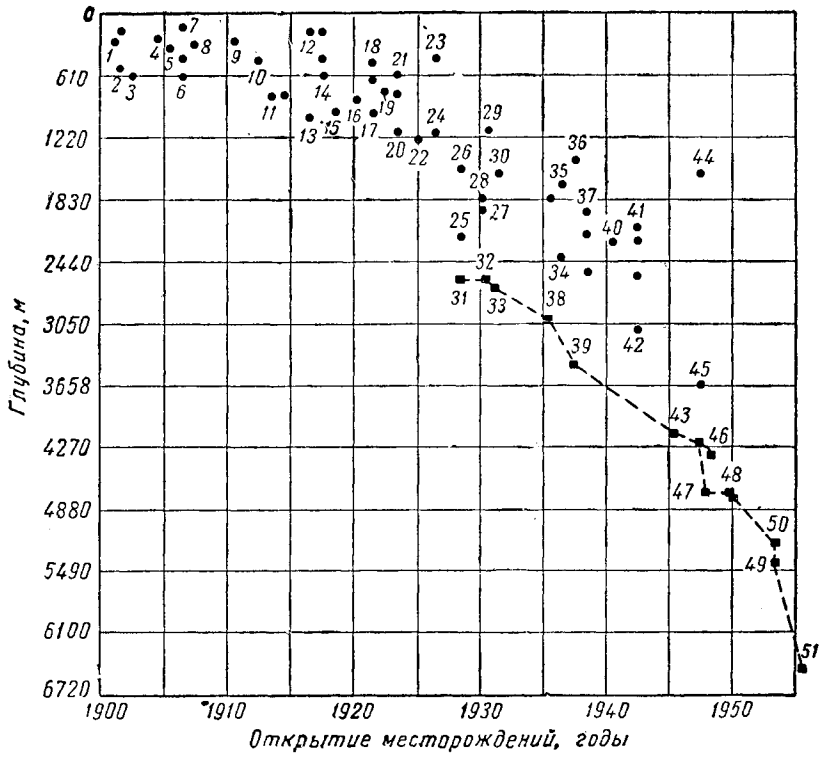


Рис. I. 14. Диаграмма увеличения глубины скважин по годам.

1 — Спиндл Топ; *2* — Каолинга (западная); *3* — Дженнингс; *4* — Гэдо; *5* — Хамбл; *6* — Гленн; *7* — Солт Гринк; *8* — Гуузе Гринк; *9* — Делавер; *10* — Кьюшинг; *11* — Хамбл; *12* — Лост Солджер; *13* — Вентура Авс; *14* — Эльдорадо (Канзас); *15* — Ланс Гринк; *16* — Барбэнк; *17* — Санта Фэ Спрингс; *18* — Лонг Бнч; *19* — Коттон Вэлли; *20* — Домингуэз; *21* — Смэковер; *22* — Семинол; *23* — Йэтс; *24* — Коттон Вэлли; *25* — Кеттлемэн Хиллс; *26* — Тернер Вэлли; *27* — Оклахома Снти; *28* — Родесса; *29* — Ист Техас; *30* — Конро; *31* — Бнг Лейк; *32* — Лонг Бнч; *33* — Вентура Авс; *34* — Коттон Вэлли; *35* — Коттон Вэлли; *36* — Лауден; *37* — Коалинга Ноуз; *38* — Вентура Авс; *39* — Рно Браво; *40* — Эрат; *41* — Петтус; *42* — Кроц Спрингс; *43* — Вникс Слэнд; *44* — Ледук; *45* — Бенндум Спайдер; *46* — Вест Пойзон; *47* — Когар; *48* — Васко, Виикс; *49* — Норт Колс Левн; *50* — Вникс Айленд; *51* — Лейк Вашингтон.

1,7м³

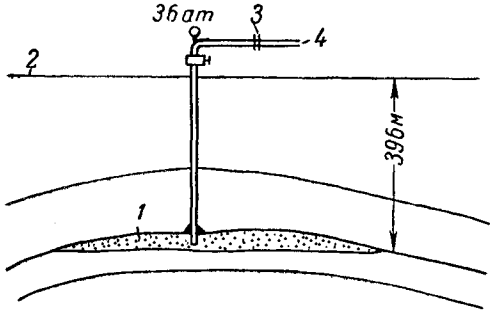


Рис. I. 15. Схема добычи газа из скважин небольшой глубины на газовом месторождении Остин.

1 — газ в плывунных песках; *2* — поверхность земли; *3* — газовый счетчик; *4* — система сбора природного газа.

Состав газа	% мол.	Состав газа	% мол.
Азот	7,3	Изобутан	0,1
Метан	80,2	*н*-бутан	0,4
Этан	9,1	Пентаны+	0,1
Пропан	2,8		

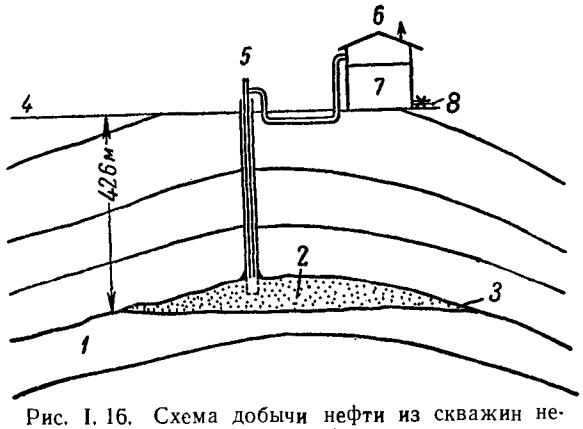


Рис. I. 16. Схема добычи нефти из скважин небольшой глубины.

1 — вода; *2* — нефть; *3* — контакт нефть — вода; *4* — поверхность земли; *5* — насос; *6* — природный газ из дыхательного клапана резервуара. состав которого приведен ниже; *7* — сырая нефть; *8* — в нефтепровод.

Состав газа	%	Состав газа	%
Азот	9,6	Пропан	23.7
Двуокись углерода	0.5	Бутаны	11,8
Метан	35.0	Пентаны	2,6
Этан	15,7	Гексаны+	1,1

Глубины, на которых были открыты наиболее крупные месторождения нефти и газа в США, и соответствующие даты открытия показаны на рис. I. 14 [I. 38]. На рис. I. 15 и I. 16 показаны условия эксплуатации первых неглубоких месторождений, когда добыча природного газа и нефти осуществлялась самостоятельно. К 1925 г. глубины залегания открываемых месторождений увеличились до 1200 *м* и более и давления в них достигли 126 *ат* или выше. При этом давлении природный газ был растворен в нефти в большом количестве, так что потребовалось устанавливать сепараторы для сохранения летучих компонентов нефти (рис. I. 17). К этому времени газобензиновая промышленность активно извлекала из природного газа бутан, пентан, гексан, гептан и высшие компоненты на нефтегазобензиновых абсорбционных установках. К 1920 г. началась эксплуатация месторождений с высокими пластовыми давлениями, из которых наряду с газом добывался бесцветный конденсат. Было установлено, что это конденсат из газовой фазы, и термин «обратная конденсация» [I. 37] стал общепринятым. На рис. I. 18 показана схема отделения конденсата от природного газа. В настоящее время большинство открытых месторождений содержит и нефть и газ. Однако методы эксплуатации нефтяных и газовых месторождений различны, и административные органы по контролю разделяют продуктивные скважины на нефтяные и газовые. Скважины, дающие как нефть, так и газ, условно разделяются по газовому фактору. На рис. I. 19 и в табл. I. 4 (по Моултону) [I. 49] показаны основные нефтегазоносные бассейны США. Описание перспектив нефтегазоносности Северной Америки дано Беллом [Ball, I. 23], Денисоном [Denison, I. 26] и Леворсеном [Leworsen, I. 46]. Ниже приводятся краткие данные по наиболее крупным газовым и газоконденсатным месторождениям США.

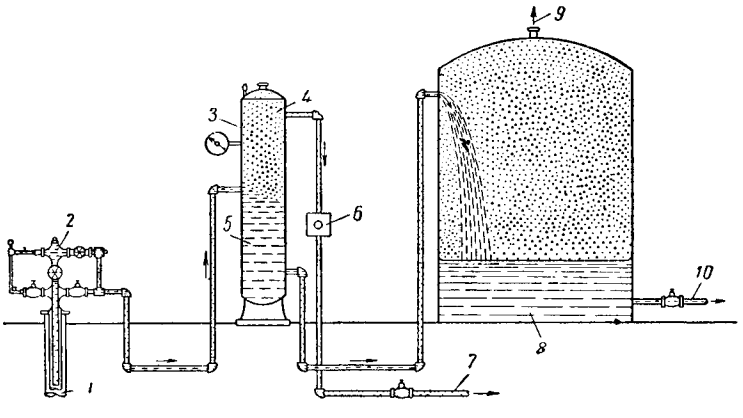


Рис. I. 17. Схема добычи газа и жидкости из скважины, дающей нефть с растворенным в ней газом, и их состав.

1 — жидкость, поступающая из пласта (0,23 $м^3$); *2* — головка скважины; *3* — сепаратор (P = 14 *ат*; t = 4,4° С); *4* — газ; *5* — жидкость; *6* — газовый счетчик (15 $м^3$); *7* — газ в сборную линию; *8* — товарная нефть (0,159 $м^3$); *9* — газ, выпускаемый в атмосферу (6,85 $м^3$); *10* — в нефтепровод.

Состав дан в мольных процентах

Состав газа	Жидкость и газ из скважины	Газ из сепаратора *3*	Газ емкости	Товарная нефть
Метан	30	75,69	15,31	0,05
Этан	13,1	17,76	35,54	1,35
Пропан	9,4	5,19	30,67	5,03
Изобутан	1,8	0,27	4,15	2,15
н-Бутан	4,9	0,82	8,75	6,72
Пентаны	4,5	0,27	3,81	8,07
Гексаны + ...	36,0	0,00	1,77	76,63
Итого . . .	100,0	100,0	100,0	100,0

Состав	Продукт скважины	Газ из сепаратора	Жидкость из сепаратора	Газ из емкости
Метан	74,4	84,8	18,9	33,4
Этан	8,3	7,9	11,0	18,2
Пропан	4,7	4,2	8,0	22,4
Изобутан	0,9	0,5	3,0	5,6
н-Бутан	1,9	1,1	6,9	10,5
Пентаны	1,4	0,3	7,3	5,7
Гексаны и более тяжелые углеводороды	7,7	0,3	44,9	3,0
Двуокись углерода	0,7	0,8		1,2
Итого . . .	100,0	100,0	100,0	100,0

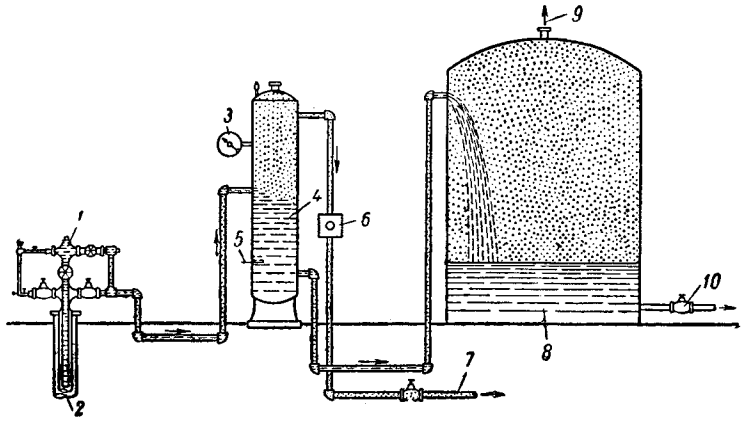


Рис. I. 18. Схема добычи газа и состав газа и конденсата в мольных процентах при эксплуатации конденсатной скважины.

1 — головка скважины; *2* — газовая фаза пласта (p = 337 *ат*; t = 121° С); *3* — давление (p = 32,8 *ат*); *4* — жидкость; *5* — температура 20,5° С; *6* — газовый счетчик (242 $м^3$); *7* — на газобензиновую установку; *8* — конденсат (0,159 $м^3$); *9* — сброс 2,03 $м^3$ газа в атмосферу; *10* — в конденсатопровод.

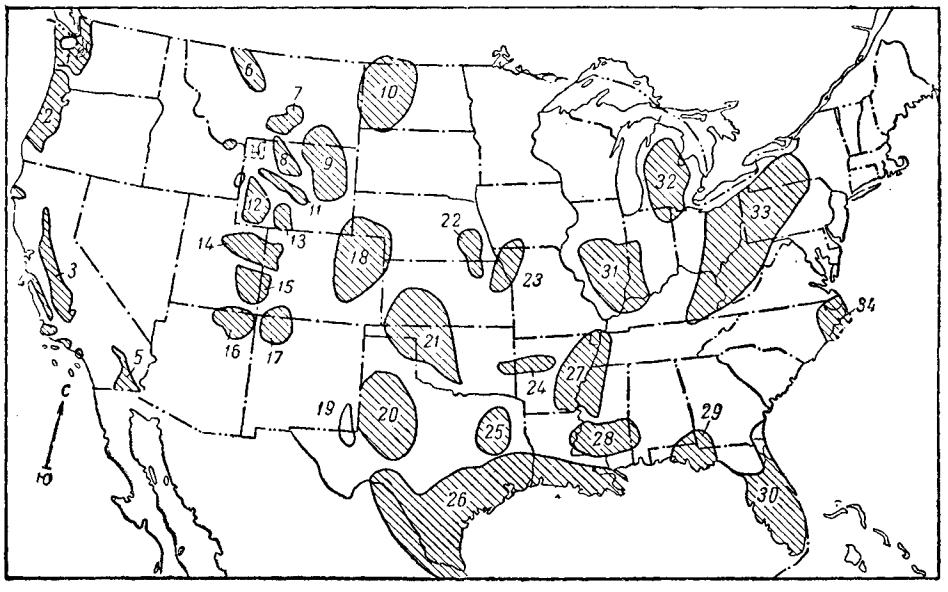


Рис. I. 19. Важнейшие осадочные бассейны в США. Название бассейна, соответствующее номеру, приведено в табл. I. 4.

Таблица I. 4

Данные изысканий на нефть и газ осадочных бассейнов США

№ на рис. I. 19	Название бассейна	Площадь, км²	Объем отложений, км³
1	Пьюджет Саунд	54 400	146 000
2	Вест Орегон	57 000	146 000
3	Сакраменто	57 000	208 200
4	Салинас	7 760	16 670
5	Империал Вэлли	7 760	16 670
6	Норт Монтана-Маунтин Фронт	4 930	15 820
7	Саут Централ Монтана	5 170	16 670
8	Биг Хорн	7 760	40 000
9	Паудер Ривер	82 900	400 000
10	Уилстон	88 000	175 000
11	Уинд Ривер	6 470	25 000
12	Бриджер	25 900	83 200
13	Уошаки	18 120	58 200
14	Юинта	33 600	74 900
15	Колорадо Ривер	48 200	108 000
16	Блэк Меса	31 100	74 900
17	Сан Хуан	31 100	66 500
18	Денвер	93 100	291 800
19	Делавер	20 780	62 400
20	*Мидленд*	*111 500*	*312 200*
21	Анадарко	116 500	375 000
22	Салина	155 500	150 000
23	Форест Сити		
24	Мак-Алестер	31 100	74 900
25	Ист Техас	36 220	87 200
26	Галф Эмбеймент	350 000	1 661 000
27	Миссисипи Вэлли	85 400	125 000
28	Миссисипи Солт Доум	54 400	175 000
29	Саутвест Джорджия	31 100	74 900
30	Флорида	98 400	312 200
31	Иллинойс	95 700	104 000
32	Мичиган	72 500	104 000
33	Аппалачи	243 500	872 000
34	Гаттерас	23 300	74 900

Газовое месторождение Остин расположено в центральном Мичигане, является типичным газовым месторождением небольшой глубины. На рис. I. 20 показан разрез Мичиганского бассейна [I. 59]. В продуктивном пласте содержатся также глинистые пропластки, средняя пористость его 22%, а проницаемость в западной части месторождения высокая. Начальное статическое давление на головке скважин равно 36 *ат*, пластовая температура 17° С. Состав газа этого месторождения приведен на рис. I. 15. Из месторождения было добыто 180 млн. *м*³ газа, и при снижении давления на головке скважины до 20 *ат* месторождение было преобразовано в подземное хранилище газа.

Газовые месторождения Хьюготон и Панхэндл находятся в бассейне Анадарко (рис. I. 19). Газовые залежи приурочены к доломитам пермского возраста. Состав газа приведен в табл. I. 5. Содержание азота увеличивается в пределах месторождения в северном направлении.

Месторождение Ледук в провинции Альберта приурочено к рифовым известнякам девона. Продуктивные горизонты Д2 и Д3 содержат нефть с растворенным газом, состав которого показан на рис. I. 17, а горизонт Д3 имеет также газовую шапку. Разведанная площадь несколько более 8060 *га*. Мощность нефтеносного пласта составляет 11,5 *м*. Пористость связана с наличием пустот и трещин в доломитизированном рифовом коллекторе. Начальное пластовое давление в горизонте Д3 на глубине 1600 *м* было 133 *ат*, пластовая температура 67° С. Начальное давление в горизонте Д2 на глубине 1524 *м* было *123 ат*, *температура 65° С. Нефть после* сепарации имеет удельный вес 0,8348. Состав газа из газовой шапки горизонта Д3 дан в табл. I. 5, а состав нефти — в табл. I. 6.

Месторождение Дип Лейк расположено в северной части побережья Мексиканского залива в Луизиане и имеет 13 газоносных пластов. Одна из залежей, залегающая на глубине 2000 *м*, имеет газовый режим, другие залежи, залегающие ниже 2600 *м*, — водонапорный режим. Диапазон давлений от 223 до 380 *ат*, диапазон температур от 54,5 до 100,5° С. Ниже приведены основные данные по пласту № 44 этого месторождения [I. 56].

Данные по пласту № 44 месторождения Дип Лейк в Луизиане

Средняя глубина, *м*	3453	Средняя пористость, %	28
Глубина контакта газ — вода, *м*	3482	Связанная вода, %	25
Удельный вес газа	0,653	Удельный запас газа, тыс. $м^3/га \cdot м$	590
Теплотворность, *ккал/м³*	9350	Подсчитанная продуктивная площадь, *га*	924
Абсолютное давление в пласте, *ат*	363	Средняя мощность пласта (миоцен), *м*	8
Температура в пласте, °С	91,67	Объем пласта, $га \cdot м$	7384
Коэффициент сверхсжимаемости	0,987	Запасы газа, млрд. $м^3$	4,35

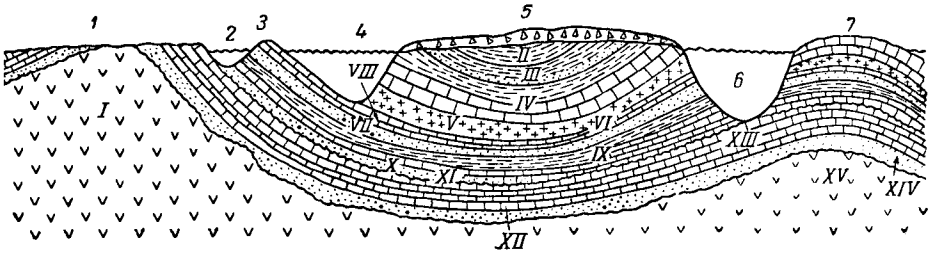


Рис. I. 20. Геологический разрез п-ова Мичиган.

I — докембрийский гранит и т. д.; *II* — пеннаннт; *III* — миссурнт: *IV* — девон; *V* — соль и гипс; *VI* — снлур; *VII* — меднна; *VIII* — ннагара; *IX* — трентон; *X* — сант петер; *XI* — ордовнк; *XII* — Кембрий; *XIII* — бнкментуан; *XIV* — потсдам, *XV* — цнннннатьянская арка (антиклииаль. *1* — Центральный Вискоксин; *2* — Гриии Бей; *3* — Дор Пеинисула; *4* — оз. Мичиган; *5* — Мичиган; *6* — оз. Гурои; *7* — Оитарио.

Таблица I. 5

Состав природных газов в объемных (мольных) процентах ряда месторождений США

Состав газа	Месторождение (штат)					
	Хьюготои (Оклахома, Техас)*	Остии (Мичигаи)	Ледук Д3 (Альберта)	Викиинг, Киселла (Альберта)	Вест Камеруи ВЛК-149 (Луизиаиа, Галф)	Дип Лейк (Луизиаиа)
	Формация					
	пермский доломит	плывуиные пески	девои	меловые пески	пески миоцеиа	пески миоцена
	Глубииа, *м*					
	915	366	1525	—	2180	2120
Азот	15,5	7,3	7,41	0,24		
Двуокись углерода	—	—	0,72	2,26	0,30	0,30
Гелий	0,58	0,4				
Метан	71,51	79,74	72,88	88,76	96,65	98,50
Этан	7,0	9,1	9,97	4,76	2,05	0,87
Пропан	4,4	2,8	5,09	2,67	0,47	0,17
Изобутан	0,29	0,1	0,72	0,42	0,08	0,04
н-Бутан	0,7	0,4	1,76	0,21	0,09	0,02
Изопентан	0,02	0,1	0,99	0,38	0,02	0,01
Гексаны	—	0,05	0,46	0,30	0,31	0,08
Гептаны	—	0,01				
	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

* Проба газа взята из газопровода.

Пласты характеризуются большой пористостью и проницаемостью. Геологические исследования базируются в основном на каротажных данных вновь пробуренных скважин. Состав газа приведен в табл. I. 5.

Состав природных газов, содержащих конденсат, приведен в табл. I. 7, а состав попутных газов — в табл. I. 8.

Таблица I. 6

Состав пластовых нефтей, содержащих растворенные газы в объемных (мольных) процентах

Компоненты	Месторождение (штат или провинция)						
	Ледук Д2 (Альберта)	Ледук Д3 (Альберта)	Палома (Калифорния)	Оклахома Сити Вилкокс (Оклахома)	Родесса (Луизиана)	Кеокук (Оклахома)	Шулер (Джон Сэнд) (Арканзас)
	Глубина, *м*						
	1525	1615	3230	1880	1812	1228	2318
	Давление, *ата*						
	125	134	328	185	183	1023	247
	Температура, °С						
	65	67	123	56	89	54	92
Азот	—	—	—	—	—	—	1,00
Двуокись углерода	—	—	—	—	—	—	0,80
Метан	28,6	30,3	55,8	37,7	40,88	25,60	42,85
Этан	10,9	13,1	5,81	8,7	4,53	8,88	6,60
Пропан	9,4	9,4	6,42	6,3	2,60	12,41	4,10
Изобутан	2,5	1,8	1,31	1,4	1,25	1,93	3,64
н-Бутан	4,4	4,9	3,97	3,0	1,82	7,56	
Пентаны	4,8	4,5	3,67	3,3	3,48	5,53	3,10
Гексаны	39,4	36,0	2,61	39,6	4,43	38,09	3,83
Гептаны+	—	—	20,41	—	41,01		34,08
	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0
Молекулярный вес	201	193	237	225	220	195	243
Гептаны + удельный вес жидкого остатка, гептаны+	0,840	0,840	0,891	0,840	0,824	0,839	0,8759

Таблица I. 7

Состав продукта конденсатных скважин ряда месторождений США в объемных процентах

Компоненты	Месторождение (штат)							
	Эрат (Луизиана)	Эрат (Луизиана)	Палома (Калифорния)	Чоколент Байю (Техас)	Кроц Спрингс (Луизиана)	Дип Лейк (Луизиана)	Норт Петтус (Техас)	Фрио (Техас)
	Глубина пласта, *м*							
	3100	3530	3240	2942	2560	3680	2120	2060
	Абсолютное давление, *ат*							
	330	382	310	314	274	386	212	269
	Температура, °С							
	96,11	100,00	124,44	112,78	86,67	99,44	105,0	93,89
Азот	—	—	—		—	—	0,24	
Двуокись углерода	—	0,31	0,68	1,76	0,27	1,48	1,97	
Метан	80,95	91,32	74,55	85,11	84,35	91,36	86,27	90,74
Этан	4,47	3,42	8,28	5,04	5,62	3,5	6,30	4,35
Пропан	3,13	1,34	4,74	2,44	3,49	1,31	2,31	1,69
Изобутан	1,55	0,48	0,89	0,67	0,89	0,59	0,32	0,36
н-Бутан	1,77	0,41	1,93	0,73	1,19	0,34	0,62	0,54
Изопентан	1,49	0,42	0,75	0,32	0,44	0,23	0,35	0,20
н-Пентан	—	—	0,63	0,38	0,54	0,11	0,25	0,21
Гексаны	1,3	0,36	1,25	0,61	0,70	1,08	0,29	0,42
Гептан +	5,62	1,96	6,3	2,94	2,51		1,08	1,49
Удельный вес жидкого остатка, гептаны+	0,7768	0,7967	0,7999	0,7906	—	0,7695	0,799	0,760
Молекулярный вес, гептаны+	147	158	132	146	—	159,0	121	120

Таблица I. 8

Состав попутных газов, отделенных от нефти или конденсата в сепараторах, в объемных процентах

Компоненты	Месторождение (штат)											
	Оклахома Сити (Оклахома)	Осейдж Каунти (Оклахома)	Хобс (Нью-Мехико)	Кливленд Каунти (Оклахома)	Кейти (Техас)	Мак-Кэми (Аркаизас)	Картэдж (Техас)	Эрат (Луизиана)	Кетлмен Хилле (Калифорния)	Родесса (Луизнана)	Кауден (Восточный Техас)	Палома (Калифорния)
	Абсолютное давление, *ат*											
	6,75	1,4	—	90	53,5	18,3	25	155	35,8	2,04	1,9	33
	Температура, °С											
	19,44	40,55	—	28,89	17,22	18,33	24,44	38,33	64,44	33,89	21,67	20,55
Азот	—	2,7	2,1	—	—	11,11	1,83	—				
Двуокись углерода	—	—	4,2	—	0,60		0,70	0,41	—	—	—	0,80
Сероводород	—	—	2,4	—	—	6,8						
Метан	83,9	48,7	55,0	80,36	92,25	68,32	90,06	92,76	83,19	79,4	59,4	84,81
Этан	9,7	15,6	7,5	11,88	4,14	7,19	4,05	3,03	8,48	8,4	15,7	7,94
Пропан	3,9	14,1	14,0	5,19	1,85	3,33	1,51	1,36	4,37	4,6	15,6	4,13
Изобутан	1,7	3,3	2,6	0,34	0,38	0,94	0,40	0,42	0,76	1,9	3,0	0,53
н-Бутан		6,5	7,4	1,32	0,41	1,23	0,71	0,38	1,68	2,0	3,6	1,07
Изопентан	—	2,1	—	0,10	0,16	—	0,18	0,23	0,57	—	—	0,19
н-Пентан	0,5	3,0	4,8	0,44	0,11	0,73	0,27	0,16	0,32	3,7	2,7	0,15
Гексаны	0,3	2,6	—	0,37	0,07	0,25	0,18	0,26	0,63	—	—	0,18
Гептаны +	—	1,4	—	—	0,03	0,10	0,11	0,99	—	—	—	0,15
	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0

§ 4. ТЕМПЕРАТУРА ГОРНЫХ ПОРОД

Температура пород возрастает с глубиной от 1,1 до 5,5° С на 100 *м* глубины. Температура на глубине 30,5 *м* принимается примерно равной среднегодовой для данного района. Фактически температура на глубине 30,5 *м* превышает среднегодовую температуру на 1,1—5,5° С. В табл. I. 9 приведены температуры на глубине 30,5 *м*. Температура может быть измерена максимальным ртутным термометром в контейнере, рассчитанном на высокое давление. Регистрирующие температурные приборы спускаются на стальной проволоке. Ван Орстанд (Van Orstand) [I. 61, I. 33] для определения температуры использовал термометр сопротивления. В настоящее время применяются также термометры, спускаемые на каротажном кабеле.

Исследование температурного поля земли представляет интерес для определения температуры пластов. Во время закачки газа или воды в пласт с температурой ниже пластовой можно уменьшить пластовую температуру. При этом пластовую температуру, вероятно, нельзя изменить больше чем на 1,1—1,6° С.

Циркуляция бурового раствора во время бурения или движения нефти или газа вверх по стволу скважины нарушает температурное равновесие. На рис. I. 21 показано относительное смещение температурных градиентов при бурении и эксплуатации скважины. На рис. I. 22 показано изменение температуры в газовой скважине при различных режимах ее работы и распределение температуры с глубиной в соответствии с геотермическим градиентом. Температура поверхности ствола скважины и, следовательно, температура истечения газа возрастают с увеличением дебита и времени работы при данном дебите. При максимальном дебите газа температура на

Таблица I. 9

Температура пород на глубине 30,5 *м* для ряда месторождений США и Канады

Месторождения	Температура, °С
Норман Уэлс (северо-западная часть)	0
Форт Санта Джон (Британская Колумбия)	4,44
Остин Филд (Центральный Мичиган)	8,32
Кэнкеки (Иллинойс)	11,11
Оклахома Сити (Оклахома)	15,55
Ли-Каунти (Нью-Мехико)	19,40
Нью-Орлеан (Луизиана)	20,85
Техас:	
Наварро Каунти	19,9
Риган Каунти	19,6
Ван Зандт Каунти	20,66
Браунсвиль	22,8
Хаустон	20,66
Лос-Анжелос, Калифорния	22,60

забое скважины понижается вследствие значительного перепада давления.

Типичные кривые геотермического градиента для месторождений Калифорнии по Френчу (French) [I. 31] приведены на рис. I. 23 и I. 24. Кривые геотермического градиента ряда других месторождений даны на рис. I. 25.

В пермском бассейне западной части Техаса и юго-восточной части Нью-Мехико температурные градиенты колеблются от 2,22 до 4,44° С на 300 *м*. В табл. I. 10 приведены пластовые температуры и величины геотермических градиентов ряда нефтяных и газовых месторождений.

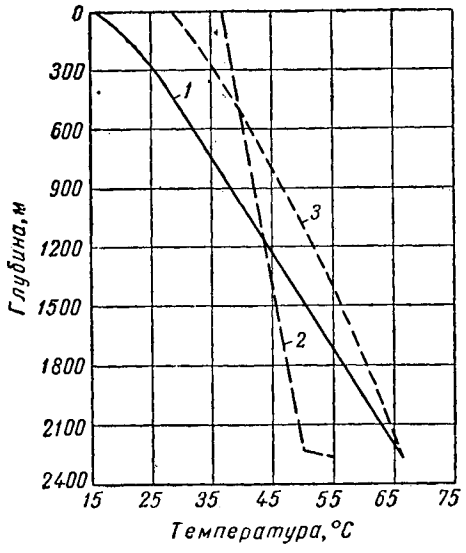


Рис. I. 21. Смещение кривых температурных градиентов при бурении и эксплуатации скважины.

1 — геотермический градиент; *2* — измененне температуры в бурящейся скважине; *3* — изменеиие температуры в эксплуатационной скважине.

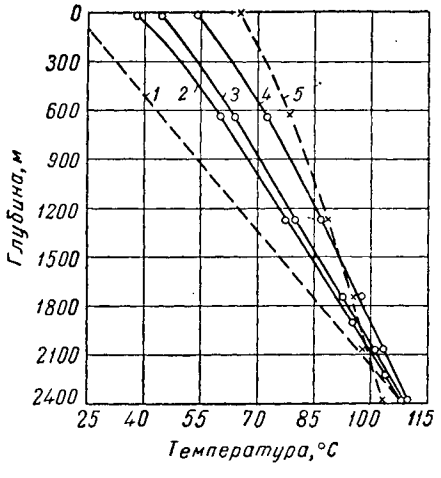


Рис. I. 22. Температурные градиенты газовой скважины.

1 — температура по геотермическому градиенту; *2* — закрыта за 26 *ч* до начала исследованиня; *3* — дебит 46,6 тыс. *м³/сутки* по затрубному пространству; *4* — дебиг 85 тыс. *м³/сутки* по 2½ трубам; *5* — дебит 254 тыс. *м³/сутки* по затрубному пространству.

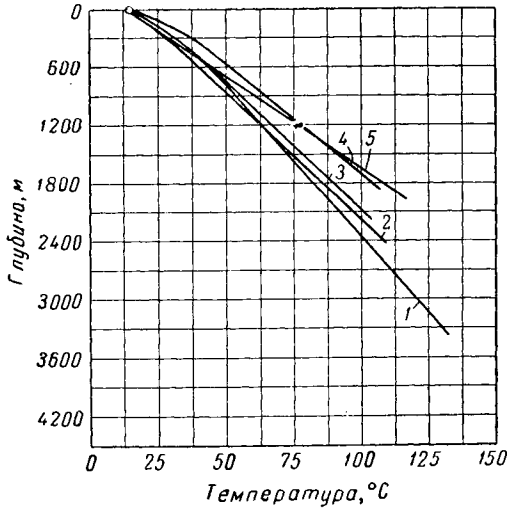


Рис. I. 23. Геотермические градиенты для месторождений Лос-Анжелос.

1 — Санта фэ Спрингс; *2* — Сигнал Хилл; *3* — Сиэл Бич-Аламитос; *4* — Венис Плейа дель Рей; *5* — Вилмингтон Харбор.

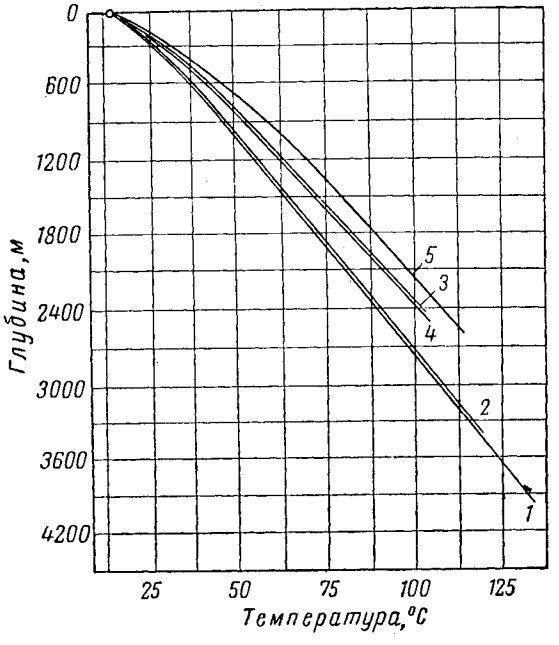


Рис. I. 24. Геотермические градиенты для месторождений Сан Джоакин Вэлли.

1 — Васко; *2* — Рио Браво; *3* — Кеттлемен Хиллс; *4* — Коалинга; *5* — Норт Белридж.

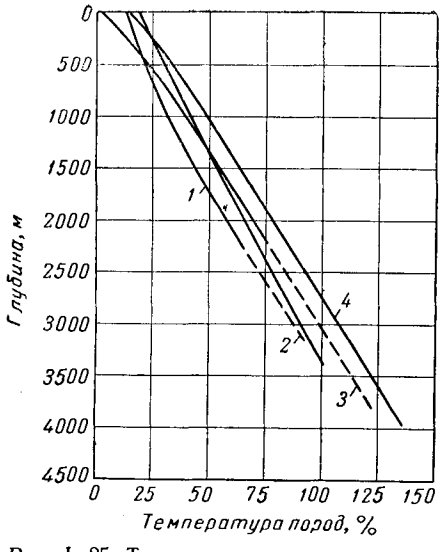


Рис. I. 25. Температурные градиенты ряда месторождений.

1 — Оклахома Сити; *2* — Саут Дженнингс, Луизиана; *3* — Пис Ривер (Британская Колумбия); *4* — Васко, Сан Джоакин Вэлли.

Таблица I. 10

Пластовые температуры и геотермические градиенты некоторых нефтяных и газовых месторождений

Месторождение	Штат или провинция	Глубина, *м*	Температура, °С	Градиент, °С на 100 *м*
Восточный Техас, Вудбайн	Техас	1090	63,33	4,02
Барбэнк	Оклахома	854	50,0	4,02
Панхэндл	Техас	915	27,22	1,28
Монумент, Ли Каунти	Нью-Мехико . .	1189	32,22	1,1
Ледук	Альберта	1613	67,22	3,84
Палома—Сан Джоакин	Калифорния . . .	3240	124,44	3,16
Дип Лейк	Луизиана	3678	99,44	2,1
Оклахома Сити	Оклахома	1920	55,55	2,08
Картэдж	Техас—Луизиана	1808	96,67	4,31
Хьюготон	Оклахома	1010	32,22	
Норт Петтус, Би Каунти	Техас	2119	105,0	3,96
Саут Дженнингс	Луизиана	3040	99,44	2,56
Форт Сант Джон	Британская Колумбия	1950	68,89	3,31

§ 5. ГРАДИЕНТЫ ДАВЛЕНИЯ В НЕФТЯНЫХ И ГАЗОВЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЯХ

Отложения большинства нефтяных и газовых залежей в конечном итоге выходят на поверхность. В таких пластах начальное давление на контакте нефть — вода или газ — вода равно величине гидростатнческого столба воды, считая от уровня выхода пород на поверхность в области питания до пласта минус гидродинамические потери давления (рис. I. 6) на пути движения воды от области питания до пласта. Даже многие пласты, о которых неизвестно, сообщаются ли они непосредственно с поверхностью, имеют давления, которые соответствуют этому градиенту. Изменения в градиенте давления могут быть вызваны изменением минерализации воды и температуры при движении воды. На рис. I. 26 приведены градиенты давления, соответствующие плотности соленой воды различной минерализации и пресной воды при 17° С. Кривые *III* и *IV* даны для соленой воды удельного веса 1,11 и 1,22 без температурной поправки.

Однако на некоторых месторождениях пластовое давление оказывается аномально высоким или, наоборот, аномально низким. Например, газовое месторождение Хьюготон имеет пластовое давление ниже гидростатического (34 *ат* при глубине 1000 *м*). Многочисленные месторождения, расположенные на побережье Мексиканского залива от Рио-Гранде до Миссисипи в зоне около 50 миль шириной пласты имеют аномально высокие давления [I. 27, I. 24]. Градиенты начального пластового давления ряда месторождений приведены на рис. I. 26. Эти аномальные градиенты могут быть вследствие высокого этажа газоносности и уплотнения пород, окружающих пласты, содержащие нефть или газ. Аномальные давления часто показывают, что пластовые жидкости связаны с пластами, не имеющими выходов на поверхность.

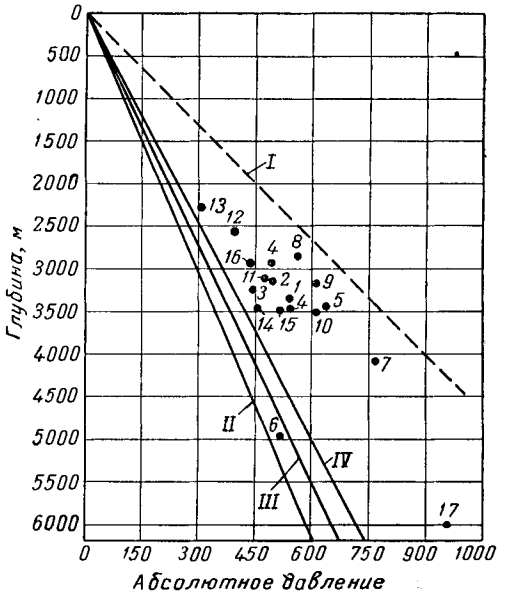


Рис. I. 26. Градиенты гидростатического давления.

1 — Кроц Спрингс; *2* — Саут Дженнингс; *3* — Савой Филд; *4* — Айова; *5* — Камерун; *6* — Квин Бесс Айлеид; *7* — Манила Вилледж; *8* — Джонсоис Байоу; *9* — Вест Лэйк Веррит; *I* — градиент горного давления; *II* — градиент давления для пресной воды при 17° С; *III* — градиент давления для минерализоваиной воды удельного веса 1,11 без температурной поправки; *IV* — градиент давления для минерализованной воды удельного веса 1,22 без температурной поправки; *10* — Сант Габриэль; *11* — Чоклей; *12* — Ист Хекберри; *13* — Бел; *14* — Норс Жанеритт; *15* — Сант Габриэль; *16* — Саут Кровлей; *17* — Лейк Вашингтон. Ричардсон и Бэсс (глубокие скважины, 1220 *ат*, глубиина 6300 *м*).

ГЛАВА II

СВОЙСТВА НЕФТЯНЫХ И ГАЗОВЫХ КОЛЛЕКТОРОВ

Нефтяные и газовые коллекторы способны содержать в себе жидкости и газы и пропускать их сквозь себя. Жидкости и газы содержатся в порах и трещинах песчаников, доломитов, известняков, сланцев, мела и других пористых сред. Часть общего объема породы, представляемая пустотами, называется пористостью породы. Свойство пористой среды пропускать сквозь себя жидкости и газы называется проницаемостью. Из других свойств пористой среды следует указать на способность ее удерживать в состоянии капиллярного равновесия некоторое количество воды. Кроме того, следует указать на крайне сложную структуру порового пространства.

По существующим представлениям накопление нефти или газа происходит в пористой среде, предварительно заполненной водой. При этом нефть или газ не полностью вытесняют воду из пор пласта. Оставшаяся в пористой среде вода называется связанной. Знание пористости и доли порового объема, занятого связанной водой, необходимо для подсчета запасов нефти или газа и решения ряда вопросов проектирования, разработки и эксплуатации месторождений.

Пористость, проницаемость, нефтеводонасыщенность определяют обычно по образцам пористой среды, вырезанным из кернов, полученных при бурении скважин. Содержание связанной воды может быть также определено косвенным методом по кривым капиллярного давления. Некоторые свойства пород в зонах, прилегающих к скважинам, могут быть изучены с помощью электрокаротажа.

§ 1. СТРОЕНИЕ ПОРИСТЫХ СРЕД

Многие породы, в частности песчаники, сложены из отдельных частичек, образующих жесткую структуру вследствие действия горного давления вышележащих пород, а также наличия между ними цементирующего материала. Размеры зерен песчаников большинства пористых сред колеблются в пределах 0,06—2 *мм*. Часто песчаники содержат некоторое количество более тонкозернистого материала, например глин, которые влияют на пористость и проницаемость этих пористых сред.

Таблица II. 1

Коэффициенты пористости среды, представленной сферическими частицами различной укладки

Вариант укладки	Коэффициент пористости, доли единицы	Число точек контакта, приходящихся на одну сферу	Расстояние между слоями сфер
Кубическая . . .	0,476	6	D*
Орторомбическая	0,3954	8	0,866 D
Ромбоэдральная .	0,2595	12	0,707 D
Орторомбическая .	0,3954	8	D
Тетрагональная сфеноидальная .	0,3019	10	0,866 D
Ромбоэдральная .	0,2595	12	0,816 D

* D — диаметр сферических частиц.
Данные взяты из [II. 49].

При изучении пористости зернистых материалов сначала определяют пористость сред, составленных из сферических частиц одинакового размера, уложенных различным образом. В табл. II. 1 и на рис. II. 1 показаны различные варианты укладки однородных сфер, имеющих пористость от 25,95 до 47,6%.

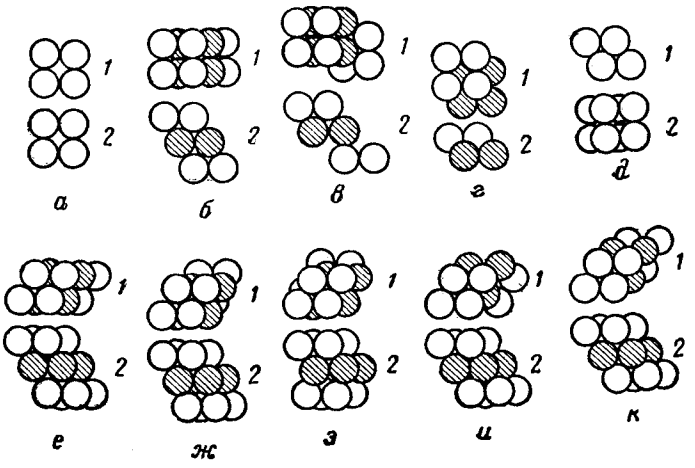


Рис. II. 1. Типы упаковок сферических частиц одинакового диамет

а — кубическая № 1; *б* — орторомбическая № 2 со сквозной порой; *в* — орторомбическая № 2 с закрытой порой; *г* — ромбоэдральная № 3; *д* — орторомбическая № 4; *е* — тетрагональная сфеноидальная № 5 со сквозной порой; *ж* — тетрагональная сфеноидальная № 5 с закрытой порой (*1*); *з* — тетрагональная со сквозной порой; *и* — ромбоэдральная № 6 с открытой порой *к* — ромбоэдральная № 6 с закрытой порой. *1* — вид сверху; *2* — вид спереди.

В реальных пористых средах частицы могут располагаться более компактно, чем это показано в табл. II, 1, даже при отсутствии цементирующего материала. Песчаник на выходах пласта Вилкокс (в горах Арбакл, в Оклахоме) имеет пористость 15% (проницаемость 400—900 *мд*). Этот песчаник не имеет цементирующего материала и рассыпается на отдельные зерна, после того как извлекается из обнажения.

Пористость образца, полученного после вторичной упаковки этого песка, равна 32,5—34%. Это указывает на то, что частицы в реальном песчанике уложены особым образом, в результате чего пористость может составлять 15%. Такая сравнительно низкая пористость песка, по-видимому, объясняется формой и размерами отдельных частиц, процессами их седиментации и действием горного давления.

О характере внутреннего строения нефтесодержащих пористых сред можно примерно судить по внешнему виду кернов, отобранных при бурении скважин. На рис. II. 2 показан внешний вид кернов, отобранных из характерных нефтесодержащих отложений, а на рис. II. 3 представлены фотографии поверхности образцов доломитов Хьюготон, имеющих различные пористости [1. 36].

Для исследования внутренней структуры кернов может быть применен следующий метод. Керны насыщаются каким-либо материалом с низкой температурой плавления (воском, пластмассой, металлическими сплавами и др.). Материал керна растворяется кислотами, а оставшийся наполнитель воспроизводит внутреннее пространство пористой среды. На рис. II. 4 показаны фотографии характерных пористых сред, обработанных подобным способом. На рис. II. 4, *а* показано поровое пространство образца известняка Арбакл, отобранного с глубины 1043,4—1044,6 *м* из скважины на промысле Силика в Канзасе. Пластмасса показана здесь черным цветом. Пустоты представляют собой объем, ранее занятый известняковым скелетом. Светлые оттенки, имеющиеся в большом количестве на фотографии, соответствуют (по данным анализа) гипсу и кварцу. Некоторые частицы этого материала покрыты слоем пластмассы, что завышает пористость, определяемую этим методом.

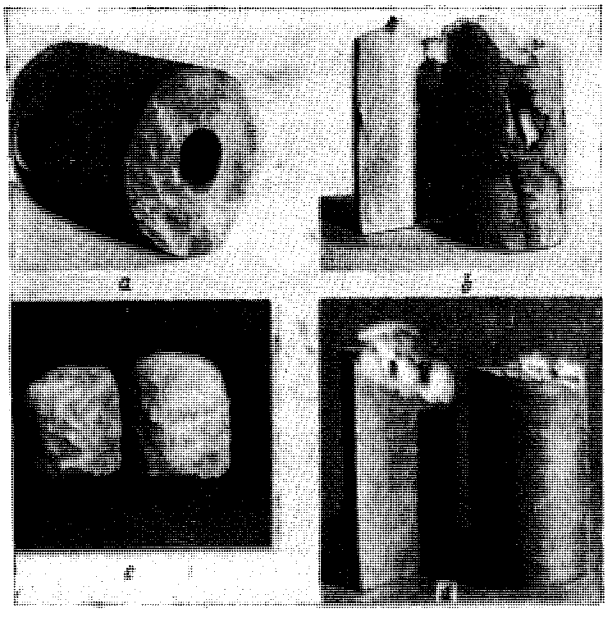
На рис. II. 4, *в* показан тот же известняк Арбакл. Объем, первоначально занятый известковистым материалом, растворен кислотой и представлен на фотографии темными участками. Поровое пространство этого образца имеет ячеистую структуру. Однако подобная обработка кернов не является удовлетворительной для известняка Арбакл.

Дело в том, что в образце, по-видимому, имеются в большом количестве нитевидные поры, которые при кислотной обработке кернов разрушаются.

На рис. II. 4, *с* представлено поровое пространство песка Вудбайн с месторождения Ист Техас. Светлая окраска на фото соответствует пластмассе и дает представление о структуре порового пространства керна. Черный цвет соответствует пустотам, образованным в результате обработки материала образца плавиковой кислотой. Из этого рисунка видно, что распределение пористости в песчанике более равномерное, чем в известняках, рассмотренных ранее. Данные анализа этого керна отсутствуют, тем не менее можно считать, что проницаемость его составила бы около 2100 *мд*, а пористость 25%.

На рис. II. 4, *d* изображена структура порового пространства керна из отложений Клирфорк промысла Н. Монахенс в Западном Техасе. Белый цвет соответствует пластмассе, которой первоначально было заполнено поровое пространство керна. Темный цвет соответствует пустотам, первоначально занятым известковистым материалом. Отличительной чертой этого образца является наличие лейточной (длинные извилистые поровые каналы) структуры порового пространства. Было обнаружено, что образцы такого типа имеют или очень низкую пористость, или вообще не имеют никакой эффективной пористости.

На рис. II. 4, *е* показана структура порового пространства девонского образца, отобранного из скважины промысла Фуллертон с глубины 2610 *м*. Эффективная пористость его 11,2%, а проницаемость 2890 *мд*. Детальное рассмотрение фотографии показывает, что высокое значение проницаемости образца является результатом высокой степени сообщаемости его пор.



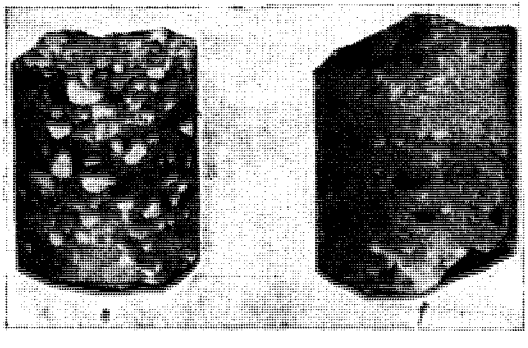


Рис. II. 2. Внешний вид кернов из скважин.

а — бартлесвилский песчаник, округ Кливленд, штат Оклахома с глубины 2242 *м*; *b* — девон, округ Ли, штат Нью-Мехико, с глубины 3707 *м*; *с* — нижний Фрио, округ Ньюэкс, Техас, с глубины 2165 *м*; *d* — Элленбургер, округ Аптон Техас, с глубины 3965 *м*; *е* — конгломерат Волфкамп, округ Крокет, с глубины 1847 *м*; *f* — нижний миоцен, округ Керн, Калифорния, с глубины 5150 *м*.

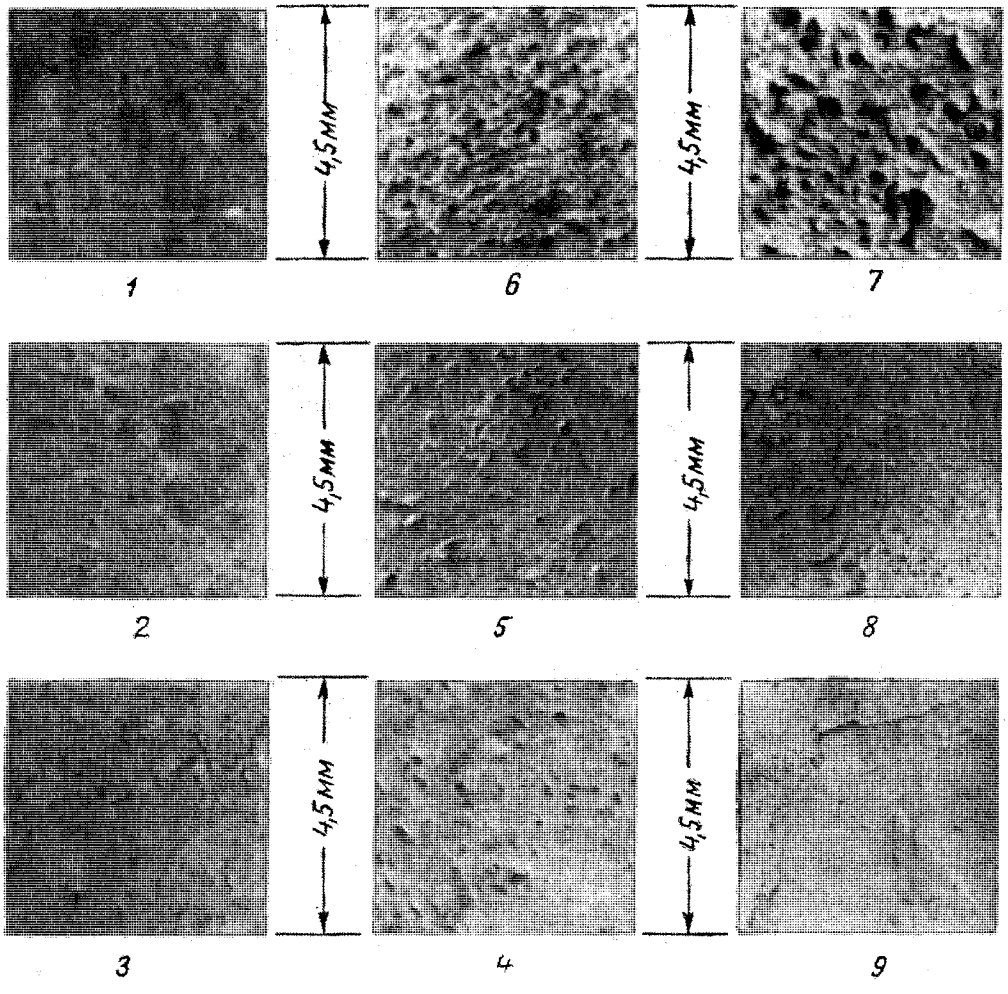


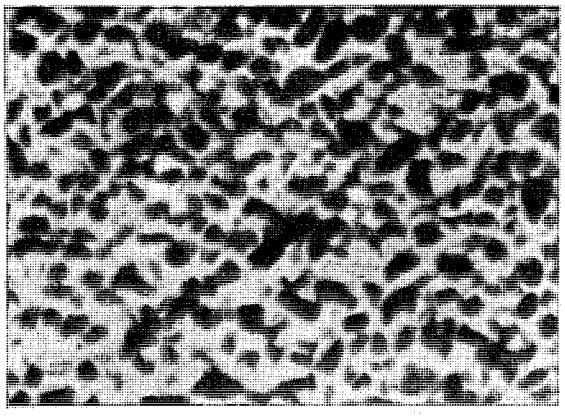
Рис. II. 3. Доломит Хьюготон различной пористости (все фотографии выполнены в одном масштабе).

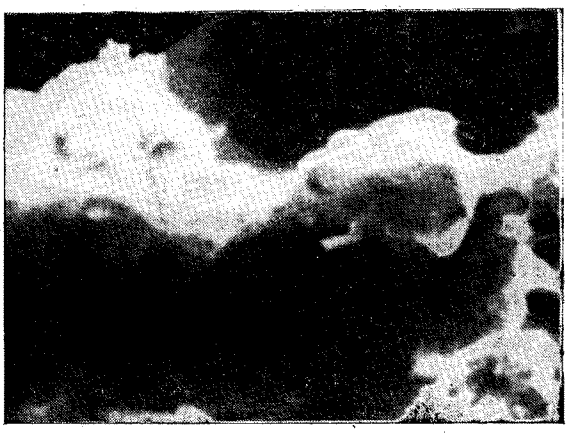
Данные анализа кернов

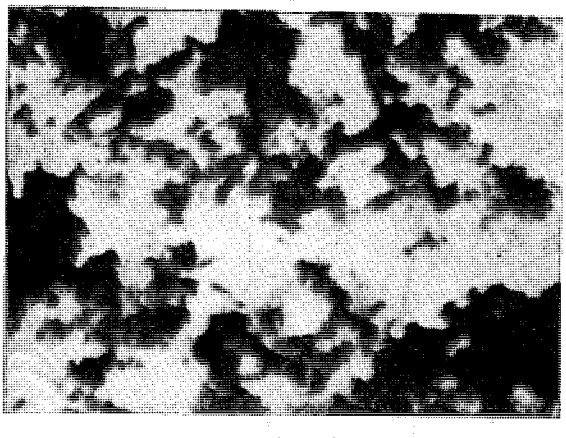
	1	2	3	4	5	6	7
Пористость, %	0,49	7,27	9,67	10,25	13,29	16,6	23,6
Проницаемость, *мд* .	0,073	0,025	0,645	1,17	13,62	168,0	634,0
Содержание связанной воды, %	85,0	64,0	17,8	28,5	25,4	11,4	12,8

8 — трещина постоянного размера; *9* — трещина переменного размера.









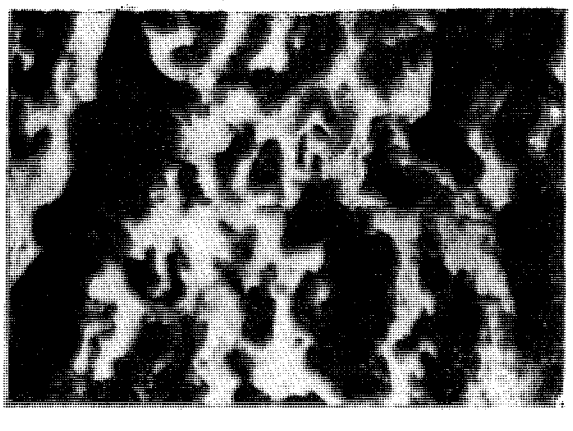


Рис. II. 4. Фотографии структуры порового пространства различных образцов.

a и *b* — известняк Арбакл; *c* — песок Вудбайн; *b* — известняк Клирфорк; *e* — девонский известняк.

§ 2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОРИСТОСТИ

Пористость экстрагированного сухого образца представляет собой отношение объема его пустот к объему всего образца (часто умножается на 100, чтобы получить значение пористости в процентах). При определении пористости следует различать два ее вида: эффективную пористость, равную отношению объема только открытых пор (без учета замкнутых пор) ко всему объему породы, и абсолютную пористость, определяемую отношением объема всех пустот (включая и замкнутые) к общему объему породы. Несоответствие значений этих видов пористости присуще известнякам или другим породам с большим количеством цемента, которые могут иметь пустоты, не сообщающиеся между собой. Как правило, разница значений этих видов пористости если и имеется, то очень незначительная.

Для определения пористости и проницаемости обычно применяются образцы диаметром 20—25 *мм* и длиной 25—40 *мм*, получаемые из кернов, отобранных во время бурения скважин. Предварительно керны экстрагируются в аппарате Сокслета органическим растворителем и высушиваются.

Общий объем образца пористой среды может быть определен по следующей методике: 1) взвешивание сухого керна; 2) насыщение керна под вакуумом жидкостью с известной плотностью; 3) взвешивание насыщенного керна.

Пористость подсчитывается по формуле

$$\text{Пористость} = \frac{(\text{объем пор})\,100}{\text{объем керна}} =$$

$$= \frac{(\text{вес жидкости в порах керна})\,100}{(\text{плотность жидкости}) \times (\text{объем керна})}\,[\%].$$

Пример.

Вес сухого керна 19,810 *г*, вес керна, насыщенного тетрахлорэтаном, 22,413 *г*, вес жидкости в порах керна 2,603 *г*, плотность жидкости $\rho_{ш} = 1{,}600$ *г/см*^{3}. Общий объем керна 9,05 *см*^{3}.

$$\text{Пористость} = \frac{2{,}603 \times 100}{1{,}600 \times 9{,}05} = 17{,}96\%.$$

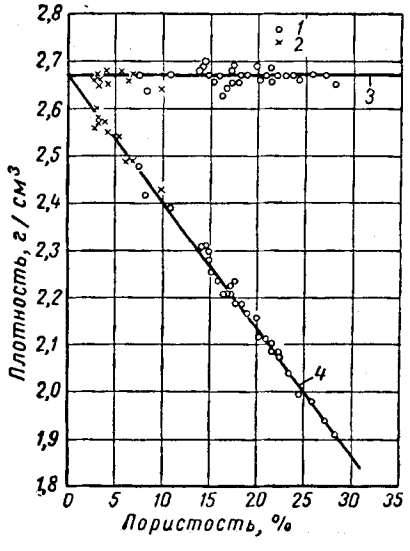


Рис. II. 5. Плотность зерен породы и кернов в целом.

1 — песок; *2* — известняк; *3* — плотность зерен породы; *4* — плотность керна в целом.

По данным, получаемым по этому методу, определяется объемный вес в целом, а также плотность зерен твердого тела, слагающего керн. На рис. II. 5 приведены типичные данные плотности кернов, отобранных из месторождений Оклахомы. Из этого рисунка видно, что плотность зерен породы составляет 2,67 *г/см*^{3}, а плотность керна в целом в зависимости от величины пористости изменяется, принимая при пористости, равной нулю, значение, равное 2,67 *г/см*^{3}. Этот график позволяет утверждать, что значения эффективной и абсолютной пористости для исследованных образцов практически одинаковы.

Эта методика определения пористости трудоемка, но при отсутствии специального оборудования может быть использована. Более предпочтительны экспресс-методы определения пористости, пригодные для массовых измерений. В настоящее время имеется большое количество методов исследования кернов [II. 4]. Наиболее простым методом определения пористости является метод, в котором объем твердого тела измеряется с помощью газа. Оригинальный метод определения пористости Уошберна — Бантинга неоднократно видоизменялся [II. 67, II. 5].

По методу Горного бюро (рис. II. 6) объем твердого тела определяется по разнице объемов воздуха в камере высокого давления при отсутствии и при наличии в ней керна. Объем бомбы и трубок между кранами *C* и *B* определяется заранее, а количество воздуха, содержащегося в этом объеме при определенном давлении (порядка 15 *ат*), измеряется с помощью газовой бюретки

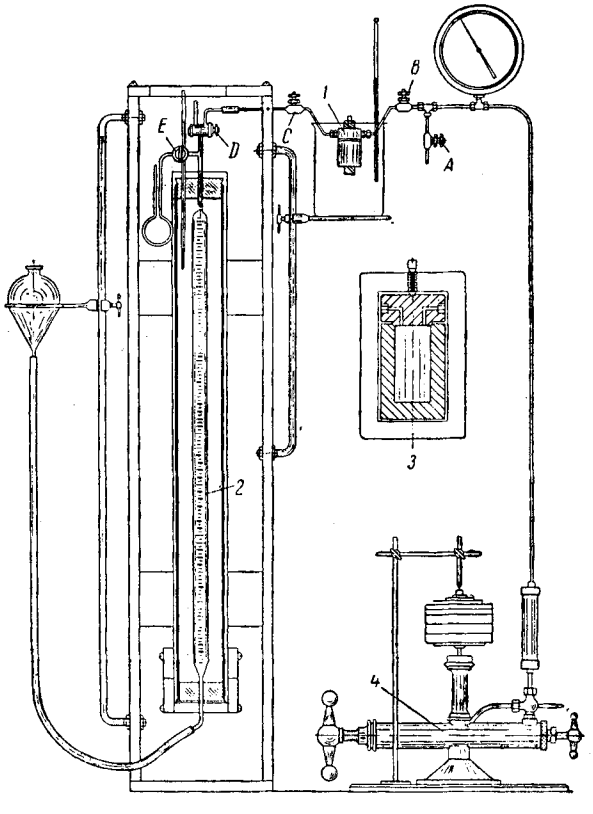


Рис. II. 6. Порозиметр Горного бюро [II. 67].

1 — измерительная камера высокого давления; *2* — газовая бюретка; *3* — общий вид измерительной камеры; *4* — грузовой манометр.

при атмосферном давлении. Общий объем керна определяется с помощью ртутного пикнометра. Таким образом, пористость керна находится как отношение разницы общего объема керна и объема минерального скелета к общему объему керна.

В порозиметре Кобе (рис. II. 7) [II. 55, II. 5] объем минерального скелета керна и его общий объем определяются тем же самым прибором, что и в порозиметре Горного бюро. При этом общий объем керна определяется по разнице отсчетов шкалы микропресса с керном и без керна в измерительной камере. Определение проводится при атмосферном давлении.

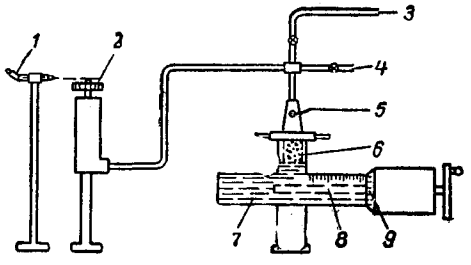


Рис. II. 7. Порозиметр Кобе [II-55].
1 — окуляр; *2* — грузовой манометр; *3* — подвод газа; *4* — сообщение с атмосферой; *5* — смотровое окно; *6* — образец породы; *7* — ртутная емкость; *8* — поршенек; *9* — микрометрическая шкала микропресса.

Объем минерального скелета керна определяется посредством сжатия воздуха в измерительной камере ртутью от атмосферного давления до некоторого давления, задаваемого прибором типа грузового манометра, с керном и без керна в измерительной камере. Разность объемов ртути по шкале микропресса и значение объема газовой камеры при нулевом отсчете микропресса позволяют рассчитать объем минерального скелета керна. Пористость подсчитывается аналогично предыдущему случаю.

В зависимости от природы применяемого газа значения пористости несколько изменяются. Это вызвано тем, что различные газы по-разному адсорбируются на твердой поверхности в зависимости от давления и температуры. Наиболее подходящим газом для этой цели является гелий, так как он не адсорбируется на твердой поверхности и имеет наименьшее отклонение от идеального газа.

Существует также метод определения пористости кернов, основанный на вдавливании ртути в поры керна. Этот метод сравнительно неточен, особенно для кернов низкой проницаемости, так как ртуть не полностью заполняет наиболее узкие поры керна при давлении 100 *ат* и более. Для этой цели применяются приборы, аналогичные изображенному на рис. II. 7. Перед заполнением керна ртутью он вакуумируется. После этого ртуть вводится в камеру до определенного уровня и отмечается показание микрометра. Далее над уровнем ртути создается давление газа и часть ртути входит в поры керна.

Уровень ртути с помощью микропресса снова приводится в первоначальное положение. По разности отсчетов и определяют объем ртути, вошедший в керн. Общий объем керна определяется по разнице показаний микропресса при наличии и отсутствии керна в измерительной камере.

В табл. II. 2 приведены результаты опытов Бурдайна, Гоурнея и Ричертса (Burdine, Gournay, Reichertz) [II. 15] по определению пористости кернов методом вдавливания ртути (при давлении 100 *ат*).

Таблица II. 2

Объем порового пространства кернов, заполненных ртутью при давлении 100 *ат*

№ керна	Проницаемость по газу, *мд*	Заполнение порового пространства ртутью, %	№ керна	Проницаемость по газу, *мд*	Заполнение порового пространства ртутью, %
171С	17	76	190А	93	80
164С	86	69	174В	36	71
171В	2,6	85	173С	20	78
261А	0,5	56	311В	52	68
174С	38	75	192А	1440	82
164В	41	78	169В	30	55
311А	67	53	171Д	22	85
161В	7	72	295А	20	81
173Д	16	77	261В	0,01	60
163А	29	78	686	46	57
681	81	61	867	88	77
866	88	73	683	16	62
680	38	61	696	75	61
682	20	59	14564	112	80
826А	140	85	13302	5	68

Примечание. Данные взяты из [II. 15].

Данные, приведенные в этой таблице, показывают, что значения пористости, определенные этим методом, будут занижены.

Метод определения пористости по плотности зерен, слагающих керн, состоит во взвешивании экстрагированного и высушенного керна и измерении его общего объема. Объем минерального скелета керна определяется делением веса керна на 2,67. Так как плотность различных минералов различна, то время от времени ее значение необходимо определять экспериментально.

В пяти лабораториях были проведены точные измерения пористости группы естественных и искусственных образцов [II. 22]. На рис. II. 8 представлены сравнительные результаты этих измерений для песчаника проницаемостью 20 *мд*.

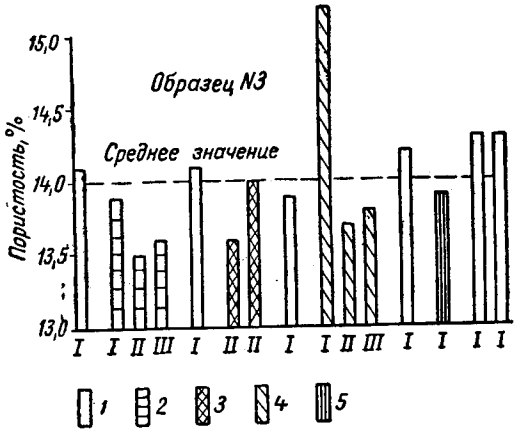


Рис. II. 8. Сравнение результатов измерений пористости, проведенных в пяти различных лабораториях [II. 22].
1, 2, 3, 4 и *5* — соответственно лаборатории *A, B, C* и *E*. *I* — газ; *II* — вода; *III* — органическая жидкость

§ 3. ПРОНИЦАЕМОСТЬ И ЕЕ ИЗМЕРЕНИЕ

Проницаемостью называется способность пористых сред пропускать через себя жидкости и газы. За единицу проницаемости принято дарси. Одна тысячная дарси — миллидарси.

Проницаемость K определяется из уравнения

$$\frac{q}{A} = \frac{K}{\mu}\left(\frac{-dp}{dL}\right), \qquad \text{(II. 1)}$$

$$K = \frac{q\mu}{A}\left(\frac{-dL}{dp}\right), \quad \frac{1\ \frac{см^3}{сек} \times 1\ спз}{см^2}\ \frac{1\ см}{1\ ат} = \text{дарси},$$

где q — объемная скорость в $см^3/сек$; A — площадь поперечного сечения керна в $см^2$; μ — вязкость жидкости (газа) в $спз$; $\frac{-dp}{dL}$ — перепад давления на единицу длины керна в $ат/см$; K — проницаемость в $д$.

Керн с поперечным сечением в 1 $см^2$ и длиной 1 $см$ (рис. II. 9) имеет проницаемость, равную 1 $д$, если объемная скорость фильтрации воды (вязкость = 1 $спз$) составляет 1 $см^3/сек$ под действием перепада давления, равного 1 $ат$.

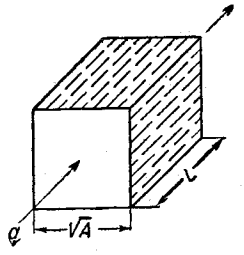


Рис. II. 9.

Проницаемость измеряется путем пропускания жидкости или газа известной вязкости через образец с известными размерами и измерения объемной скорости фильтрации жидкости или газа и перепада давления, под действием которого происходит фильтрация (рис. II. 10). Керн вставляется в плотно подогнанную резиновую пробку так, чтобы не было зазора между пробкой и керном. Перепад давления измеряется по манометру, а скорость — диафрагменным расходомером или (когда скорость сравнительно мала) по скорости перемещения воздушного пузырька в калиброванной стеклянной трубке.

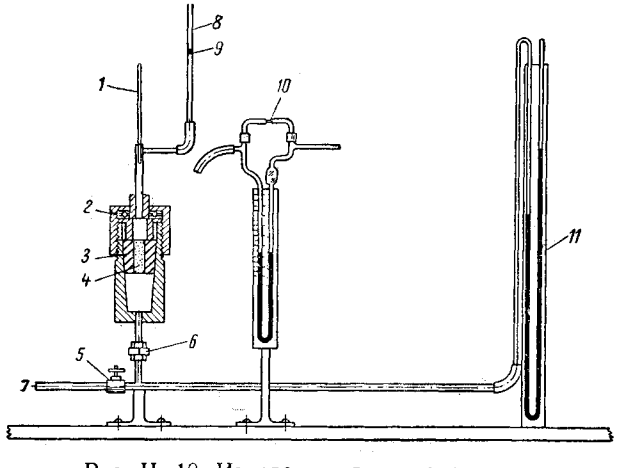


Рис. II. 10. Измерение проницаемости.

1 — термометр; *2* — шарикоподшипник; *3* — резиновая пробка; *4* — образец породы; *5* — игольчатый вентиль; *6* — соединительная муфта; *7* — вход воздуха; *8* — градуированная трубка; *9* — вода; *10* — реометр; *11* — манометр.

Уравнение (II. 1) написано в дифференциальной форме и для приведения к виду, удобному для вычисления проницаемости, должно быть проинтегрировано. В случае фильтрации жидкости объемная скорость постоянна, так как плотность ее во время движения по образцу практически не изменяется. Поэтому при движении жидкости в пористой среде, когда q, A, μ и K постоянны, уравнение (II. 1) принимает вид:

$$q = \frac{KA}{\mu}\frac{p_1 - p_2}{L}. \qquad \text{(II. 2)}$$

Для газов объемная скорость q изменяется с изменением давления, и поэтому необходимо подставлять в уравнение (II. 2) значение q, соответствующее среднему давлению в образце, или при интегрировании уравнения (II. 1) следует учитывать, что объемная скорость q изменяется в зависимости от давления. Оба метода дают один и тот же окончательный результат, если газ подчиняется законам идеальных газов. Для перевода объема газа при среднем давлении в объем газа при атмосферном давлении применяют формулу

$$Q = q\frac{p_1 + p_2}{2p_б}. \qquad \text{(II. 3)}$$

Используя уравнение (II. 2), получим

$$Q = \frac{KA}{2L\mu p_б}\left(p_1^2 - p_2^2\right), \qquad \text{(II. 4)}$$

$$K = \frac{2QL\mu p_б}{A\left(p_1^2 - p_2^2\right)}\ [д],$$

или

$$K = \frac{2000\,QL\mu p_б}{A\left(p_1^2 - p_2^2\right)}\ [мд], \qquad \text{(II. 5)}$$

где K — проницаемость в $мд$; Q — объемная скорость газового потока в $см^3/сек$; L — длина керна в $см$; μ — вязкость газа в $спз$; A — площадь поперечного сечения керна в $см^2$; p_1 — давление на входе в керн в $ат$; p_2 — давление на выходе из керна в $ат$; $p_б$ — барометрическое давление в $ат$.

В табл. II. 3 приведены данные расчета проницаемости песчаного керна с пористостью 18,2%. Чтобы доказать, что значение проницаемости не зависит от скорости фильтрации, определяли ее при четырех различных скоростях фильтрации.

Если бы скорость фильтрации стала слишком большой, то проницаемость уменьшилась бы при расчетах по приведенным выше формулам, так как в этом случае движение газа в образце перестало бы подчиняться закону Дарси.

Существует несколько приборов для определения проницаемости кернов с минимальными затратами времени на измерения и расчеты (рис. II. 11).

Проницаемость естественных кернов следует измерять как в направлении напластования, так и перпендикулярно этому направлению, для чего образцы соответствующим образом вырезаются из кернов (см. рис. II. 2, *а*). Если пласт содержит глинистые прослойки, то проницаемость в перпендикулярном напластованию направлении

Таблица II. 3

Пример расчета проницаемости

Размеры керна: длина 2,36 *см*, диаметр 1,81 *см*, площадь поперечного сечения 2,58 *см*^{2}; барометрическое давление 763 *мм рт. ст.*, температура 20° С, $\mu_{возд} = 0{,}0181$ *спз*.

№ опыта	p_1, *мм рт. ст.*	Скорость течения воздуха: диафрагма	Скорость течения воздуха: перепад давления на диафрагме, *мм вод. ст.*	Перепад давления: Q, *см*^{3}/*сек*	Перепад давления: p_2, *мм рт. ст.* изб.	Перепад давления: p_2, *мм рт. ст.* абс.	Перепад давления: p_1, *мм рт. ст.* абс.	$(p_1^2 - p_2^2) \times 10^{-3}$	K, *мд*
1	782	A	17	0,88	1,2	764	1545	1805	9,36
2	729	A	15	0,80	1,1	764	1492	1642	9,35
3	276	B	87	0,24	6,25	769	1039	488	9,44
4	180	B	54	0,15	3,95	767	943	301	9,57

$$K = C\frac{Q}{p_1^2 - p_2^2}, \quad \text{где } C = \frac{2000 L \mu p_{ат}^2}{A}\frac{p_б}{p_{ат}} = \frac{2000 \times 2{,}36 \times 0{,}0181 \times 760^2}{2{,}58}\frac{763}{760} = 19{,}20 \times 10^6;$$

p_1 и p_2 даны в абсолютных *мм рт. ст.*

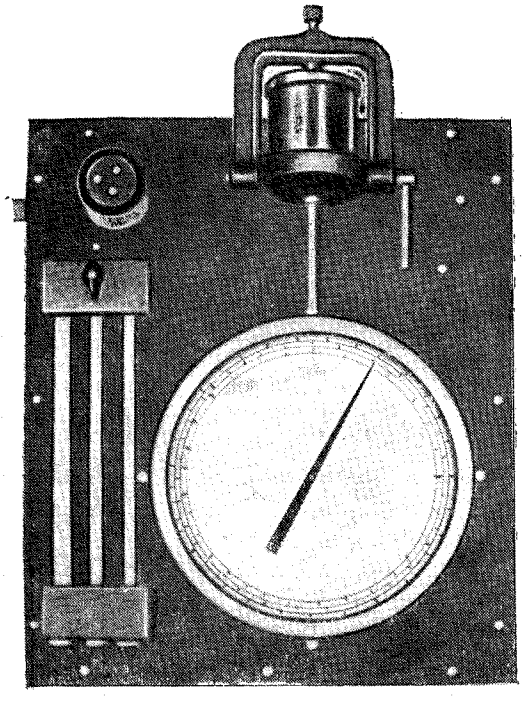


Рис. II. 11. Прибор для определения проницаемости кернов по газу.

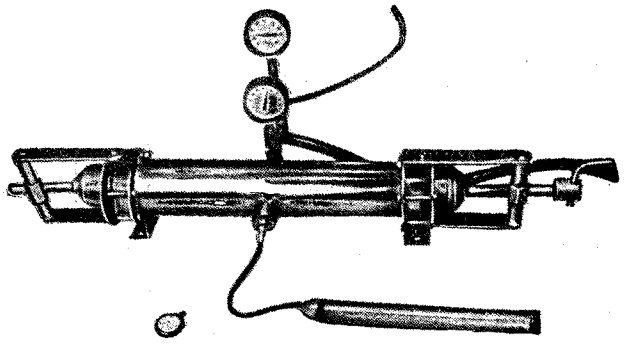


Рис. II. 12. Общий вид прибора Хасслера для измерения проницаемости цельных естественных кернов [II. 43].

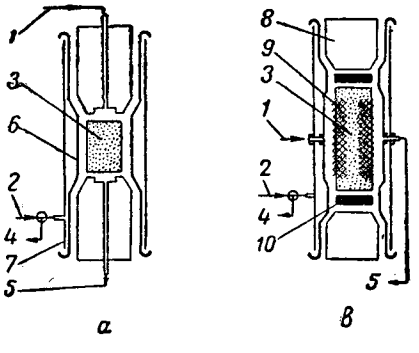


Рис. II. 13. Схематическое изображение кернодержателя прибора Хасслера [II. 43].

а — измерение проницаемости в вертикальном направлении; *б* — измерение проницаемости в горизонтальном положении. *1* — воздух низкого давления (для создания потока); *2* — воздух высокого давления (для аэрообжима); *3*$_а$ — кери; *4* — вакуум; *5* — к расходомеру; *6* — резиновая трубка; *7* — труба; *8* — металлическая пробка; *9* — сетка; *10* — резиновый диск.

будет меньше, чем проницаемость в направлении напластования. Характерные данные приведены в табл. II. 4.

В естественных кернах известняка или доломита (см. рис. II. 2, *б*) пористость может быть в виде каверн или пустот растворения, которые могут не попасть в образец. В этом случае необходимо определять пористость и проницаемость для всего отобранного керна. На рис. II. 12 и II. 13 [II. 43] показан прибор для измерения проницаемости таких естественных кернов (по типу прибора Хасслера).

Таблица II. 4

Данные по пористости и проницаемости кернов

Объект исследования	Пористость, %	Проницаемость, *мд*	Объект исследования	Пористость, %	Проницаемость, *мд*
Бартлесвиллский песчаник (Оклахома)	14,7	6,7	Оолитовый песчаник Родесса (Луизиана)	28,0	14,3
	19,4	48,7		30,5	207
	17,3	41,5		30,2	328
	15,8	18,2		30,2	220
	12,9	21,5		33,9	470
				33,6	595
Песчаник Бенойст (Иллинойс)	16,7	87,5		28,9	344
	14,2	15,7		24,9	261
	15,3	58,0			
	12,5	20,0	Песчаник Тенслип (Вайоминг)	11,8	86
	15,1	323		18,0	53
				14,0	189
Песчаник Кромвелл (Оклахома)	13,9	171		12,9	119
	14,2	174		11,3	128
	16,3	366		9,3	9,7
	10,8	51		19,1	99,5
			Песчаник Лос-Анжелос III (Калифорния)	21,2	67
Песчаник Кипресс (Иллинойс)	13,7	30		22,1	84
	16,4	249		25,6	119
	20	74			
			Песчаник Вилкокс (Оклахома)	19,8	242
Еленбергер, доломит (Техас)	5,4	1285		23,6	1650
				23,7	2150
Песчаник Фрио (Техас)	22,4	1475		13,1	356
	18,1	42,2		19,2	456
	25,1	860			
			Вилкокс	18,1	155
Песчаник Катчелл (Калифорния)	13,9	965		16,9	388
	14,1	425		13,4	67
				21,9	1030
				19,1	780
Песчаник Гленн (Оклахома)	16,6	9,5	Песчаник Вудбайн (Техас)	15,2	560
	16,3	10		26,8	2110
	17,3	105		25,3	276
	20	302		23,8	111
				22,1	3390
				27,7	859
Песчаник миоцена (Луизиана)	36,1	578		29,0	341
	33,2	1455			
	39,4	745			
	37,3	810	Брендфордский песчаник	10,4	0,77
	37,8	360		12,6	1,67
	34,2	980		14,8	16,8
	32,2	1040		14,2	2,7
				16,7	55,8

Примечание. Данные взяты из [II. 35, II. 26, II.41].

Присутствие глинистого материала в кернах вызывает осложнения при измерении проницаемости. При сушке такого керна глина (особенно бентонитовая) может сократиться в объеме и воздухопроницаемость высушенного керна будет большей, чем могла бы быть проницаемость его по воде. Следует учитывать также, что в пресной воде глины набухают больше, чем в соленой. Поэтому применение пресной воды для измерения проницаемости глинистых кернов может привести к заниженным значениям проницаемости. В табл. II. 5 приведены данные Джонстона и Бисона (Johnston and Beeson) [II. 39] по измерению проницаемости калифорнийских кернов, содержащих глину.

Таблица II.5

Проницаемость естественных кернов по воздуху, пресной и соленой воде

Проницаемость, *мд*			Отношение проницаемостей по пресной и соленой воде, %	Проницаемость, *мд*			Отношение проницаемостей по пресной и соленой воде, %	Проницаемость, *мд*			Отношение проницаемостей по пресной и соленой воде, %	Проницаемость, *мд*			Отношение проницаемостей по пресной и соленой воде, %
по воздуху	по соленой воде	по пресной воде		по воздуху	по соленой воде	по пресной воде		по воздуху	по соленой воде	по пресной воде		по воздуху	по соленой воде	по пресной воде	
Скважина А Сцементированная порода				Скважина Б Рыхлая порода				Скважина В Сцементированная порода				Скважина Г Рыхлая порода			
285	62	2,2	3,6	660	354	17	4,8	368	41	27	66	350	165	115	70
481	228	11,0	4,8	655	340	26	7,6	445	70	62	89	455	110	105	95
123	82	5,9	7,2	680	342	38	11	221	28	8,3	29	625	85	25	29
113	43	1,9	4,4	296	198	40	20	302	58	54	93	975	540	36	6,7
61	6,8	1,2	18	374	279	63	23	73	2,5	0,8	32	1550	1140	200	18
36	0,4	0,1	25	1030	485	22	4,5	33	4,5	5,0	111	565	505	210	42
159	1,6	0,4	25	192	98	21	22	266	69	50	72	6890	5510	330	6,0
72	2,3	0,7	30	211*	65	48	74	616	230	168	73	5000	2980	155	5,2
310	5,0	1,5	30	625*	242	170	70	262	25	35	140	875	495	28	5,7
328	57	51,0	90	420	216	22	10	191	57	50	88	420	415	101	24
42	23	6,4	28	236	112	17	15	283	41	42	102	4250	2510	34	1,4
24	24	16,0	67	260	129	56	43	130	34	33	97	3510	2160	84	3,4
51	16	5,6	35	322	168	29	17	304	21	15	72	3140	2100	40	1,9
42	29	4,1	14	330	58	8	14	66	32	20	63	3120	1950	150	7,7
35	17	2,7	16	560	240	56	23	61	17	15	89	1120	540	135	25
41	15	5,1	34	214	63	7	11	10	3	4	133	1870	1090	355	33
22	14	4,0	29	715	437	15	3,4	52	20	20	100	3810	3410	1170	34
46	16	5,7	35	470	305	27	8,8	50	22	5,4	25	1530	875	125	14
92	89	12,0	13	535	267	11	4,1	117	37	26	70				
178	40	6,4	16	405	217	14	6,4	230	134	70	52				
20	12	2,9	24	325	186	14	7,5	14	9	5	55				
14	5,9	1,8	31	270	101	34	34								
9,8	6,1	2,8	46	470	240	59	25								
25	13	3,5	27												
14	9,9	3,5	35												
36	22	3,5	16												
104	6,7	2,1	31												
88	11	2,3	21												
438	360	4,9	1,4												

* Сцементированные образцы. Данные взяты из (II.39).

§ 4. ЯВЛЕНИЕ ПРОСКАЛЬЗЫВАНИЯ ГАЗА

Обычно проницаемость измеряется при фильтрации через кери воздуха. В связи с этим целесообразно рассмотреть изменение свойств газов в процессе фильтрации их при низких давлениях в капиллярах малых размеров. Если размер капилляра соизмерим со средней длиной свободного пробега молекул, то газ движется в этом капилляре быстрее, чем это должно следовать из закона Пуазейля и Дарси. Теория ламинарного движения предполагает, что скорость движения на стенке твердого тела равна нулю и в слоях движущегося газа имеется напряжение сдвига.

Используя в качестве модели стеклянный капилляр, Клинкенберг (Klinkenberg) [II. 44] вывел уравнение, связывающее проницаемость по газу с проницаемостью по жидкости (или газу высокого давления), средняя длина свободного пробега молекул которой экспериментально мала:

$$K_г = K_ж \left(1 + \frac{4c\lambda}{r}\right), \qquad (II.6)$$

где $K_г$ — проницаемость по газу; $K_ж$ — проницаемость по жидкости или по газу высокой плотности; λ — средняя длина свободного пробега молекул газа при давлении, при котором измеряется проницаемость; c — коэффициент пропорциональности, приблизительно равный единице; r — радиус капилляра.

Так как средняя длина свободного пробега молекул для идеальных газов обратно пропорциональна давлению, а значение r соответствует определенной пористой среде,

$$K_г = K_ж \left(1 + \frac{b}{p_{ср}}\right), \qquad (II.7)$$

где b — коэффициент, постоянный для данной системы газ — твердое тело; $p_{ср}$ — среднее давление газа, фильтрующегося через пористую среду.

Отсюда следует, что проницаемость по газу обратно пропорциональна давлению газа. Поэтому зависимость проницаемости образца по газу от величины, обратной давлению газа, является прямолинейной. На рис. II. 14

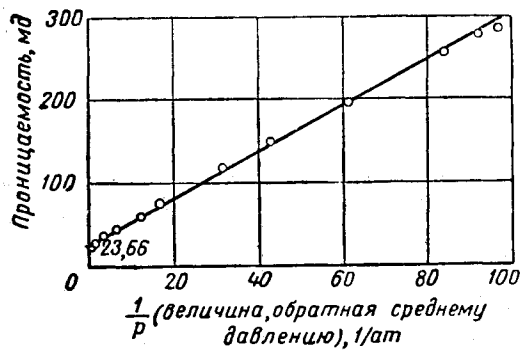


Рис. II. 14. Проницаемость образца по воздуху при различных давлениях [II. 44].
Проницаемость образца по жидкости равна 23,66 *мд*.

представлена подобная зависимость, полученная Клинкенбергом для образца, имеющего проницаемость по жидкости, равную 23,66 *мд*. Этот график показывает, что давление газа влияет на величину проницаемости, а также доказывает справедливость положения о том, что эффект проскальзывания имеет место в случае малой разницы между средней длиной свободного пробега молекул и диаметром поры. Необходимо отметить, что все точки на рис. II. 14 соответствуют давлению 1 *ат*, т. е. условия определения проницаемости были в данном случае необычными. Результаты этих опытов приведены также в табл. II. 6.

Таблица II. 6

Значения проницаемости керна по воздуху при различных значениях давления

(проницаемость по жидкости 23,66 *мд*)

Среднее давление, *ат*	Величина, обратная давлению, 1/*ат*	Проницаемость, *мд*	Среднее давление, *ат*	Величина, обратная давлению, 1/*ат*	Проницаемость, *мд*
0,01036	96,56	290	1,57	0,636	26,79
0,01633	61,20	197	2,657	0,3764	25,22
0,05921	16.89	75,6	5,10	0,1961	24,62
0,1464	6,829	46,6	9,19	0,1088	23,93
0,799	1,251	28,6	20,01	0,0499	23,65

Примечание. Данные взяты из [II. 44].

Калхаун и Юстер (Calhoun and Iuster) [II. 17] исследовали эффект проскальзывания для различных газов, включая метан, этан и пропан (рис. II. 15 и II. 16). В качестве пористой среды они использовали фильтр из стекла пирекс с проницаемостью по керосину 2,70 *мд*. Экстраполированное значение проницаемости этого фильтра по различным газам составило (рис. II. 15 и II. 16) 2,75 *мд*.

Так как данные проницаемости используются в процессах, происходящих в условиях, отличных от тех, при которых она измеряется, желательно иметь значения проницаемости для жидкостей и газов при давлениях, близких к пластовым [1]. При повышении давления длина

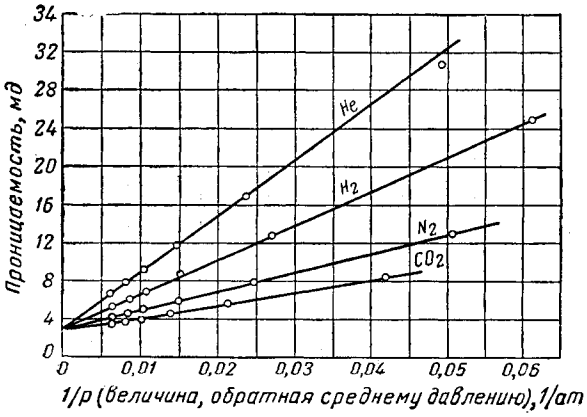


Рис. II 15. Влияние давления на проницаемость пористой среды для различных газов [II. 17] при температуре 25° С.

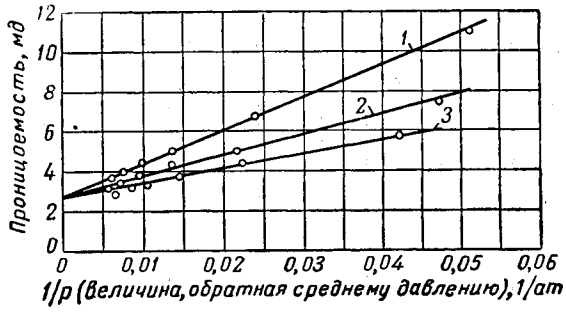


Рис. II. 16. Влияние давления на проницаемость пористой среды для метана, этана и пропана [II. 17] при температуре 25° С.
1 — метан; *2* — этан; *3* — пропан.

свободного пробега молекул газа уменьшается. Поэтому расход газа через пористую среду будет меньше расхода, который должен получаться соответственно проницаемости, измеренной при атмосферном давлении, так как эффект проскальзывания газа уменьшается с увеличением его давления. Следует помнить, что при низких давлениях эффективная проницаемость пористой среды для газов из-за явления проскальзывания больше, чем проницаемость ее для жидкостей.

Юстер с сотрудниками [II. 35] исследовали явление проскальзывания для ряда кернов, охарактеризованных значениями пористости и проницаемости по воздуху и по керосину. На рис. II. 17 представлены результаты их опытов в виде зависимости постоянной b из уравнения (II. 7) от проницаемости кернов по жидкости. На основании этих экспериментов ими дана эмпирическая зависимость

$$b = 0{,}77\, K_{ж}^{-0{,}39}, \qquad \text{(II. 8)}$$

Обычно проницаемость по воздуху измеряется при среднем давлении, несколько большем 1 *ат*. Используя значения b из рис. II. 17 и значение среднего давления $p_{ср}$ (1; 1,5; 2,0; 2,5 и 3 *ат*), при котором происходит течение воздуха через керн, находим величину поправочного коэффициента. При умножении этого коэффициента на величину проницаемости по воздуху получаем значе-

[1] Кроме того, желательно знать изменение проницаемости в процессе разработки месторождения при снижении давления. — *Прим. ред.*

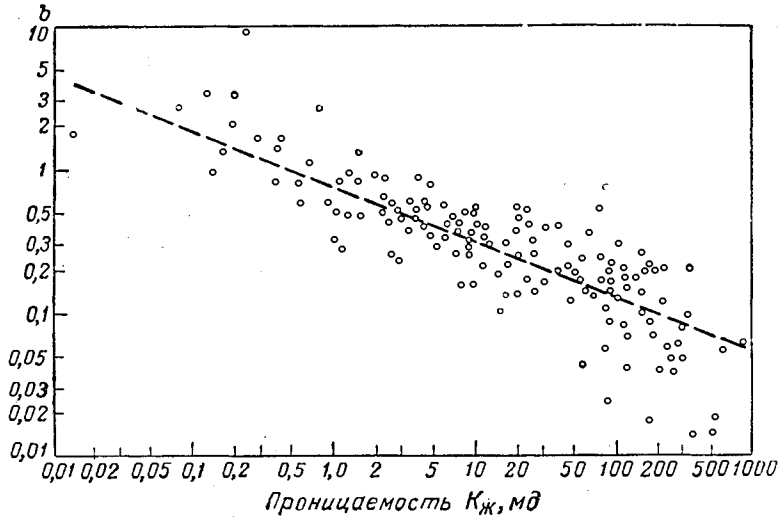


Рис. II. 17. Зависимость коэффициента b от проницаемости кернов по жидкости.

ние проницаемости для жидкости или проницаемости для газа при высоком давлении, что иллюстрируется графиком рис. II. 18. Например, при $K_ж = 0{,}1$ *мд* из рис. II. 17 коэффициент $b = 1{,}91$ При давлении, равном 1 *ат*, имеем

$$m = \frac{K_ж}{K_г} = \frac{\text{I}}{\text{I} + 1{,}91/1{,}0} = \frac{\text{I}}{2{,}9} = 0{,}343.$$

Проницаемость по газу из рис. II. 18 $K_г = 0{,}291$, а проницаемость по жидкости $K_ж = 0{,}343 \times 0{,}291 = 0{,}1$ *мд*. Кривые на рис. II. 18 соответствуют перепадам давления на концах керна Δp, равным 0, 1, 2, 3, 4 *ат* для случая давления на выходе из керна, равного I *ат*. Большой разброс точек на графике рис. II. 17 показывает, что сопоставление кернов по проницаемости недостаточно точное. Наиболее целесообразно для этих целей использовать средний диаметр пор, полученный по измерениям капиллярного давления. К сожалению, определение кривых капиллярного давления не входит в обычную методику анализа кернов. Для оценки эффекта проскальзывания газа по измерениям проницаемости, особенно для кернов с низкими значениями проницаемости, определение проницаемости желательно проводить при двух как можно меньших значениях среднего давления. При отсутствии таких данных средний поправочный коэффициент может быть получен из рис. II. 18. Следует, однако, помнить, что действительное значение поправочного коэффициента для конкретных пористых сред может отличаться от этого среднего значения, что подтверждается большим разбросом точек на рис. II. 17.

Значения коэффициента b могут быть использованы для вычисления эффективной проницаемости по воздуху

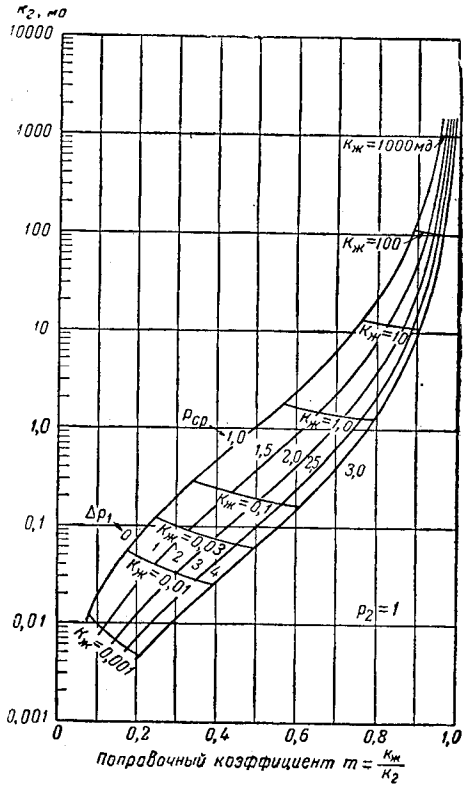


Рис. II. 18. Поправка к воздухопроницаемости на эффект проскальзывания.

и при других значениях среднего давления. При определении проницаемости кернов не по воздуху, а по другим газам значение коэффициента b для этого газа может быть найдено из соотношения

$$\frac{b_{возд}}{b_{газ}} = \frac{\lambda_{возд}}{\lambda_{газ}}, \qquad \text{(II. 9)}$$

где λ — средняя длина свободного пробега молекул.

Средние длины свободного пробега молекул воздуха и других газов должны браться при одном и том же давлении.

Явление проскальзывания прежде называлось кнудиновским или молекулярным течением. В известном смысле газ частично диффундирует через пористую среду. При меньших давлениях газ диффундирует на большее расстояние, чем при высоких, и тем самым способствует общему течению газа через пористую среду. Явление проскальзывания в условиях неустановившегося течения газа изучалось Валлиском и Ароновским (Wallisk and Aronofsky) [II. 69].

§ 5. ТУРБУЛЕНТНОЕ ТЕЧЕНИЕ[1]

При течении жидкости в пористой среде обычно скорость потока прямо пропорциональна перепаду давления. Начиная с некоторого значения, увеличение скорости перестает соответствовать увеличению перепада давления для жидкости (или разницы квадратов давлений для газа) (рис. II. 19). Это явление было обнаружено Осборном Рейнольдсом в 1901 г. при исследовании течения жидкостей в трубах. Он проводил свои классические эксперименты на стеклянных трубках. В поток воды, движущейся по трубкам, добавлялось красящее вещество. В результате этих опытов было установлено,

[1] Более правильно вместо турбулентного течения называть «фильтрация при нарушении закона Дарси». — *Прим. ред.*

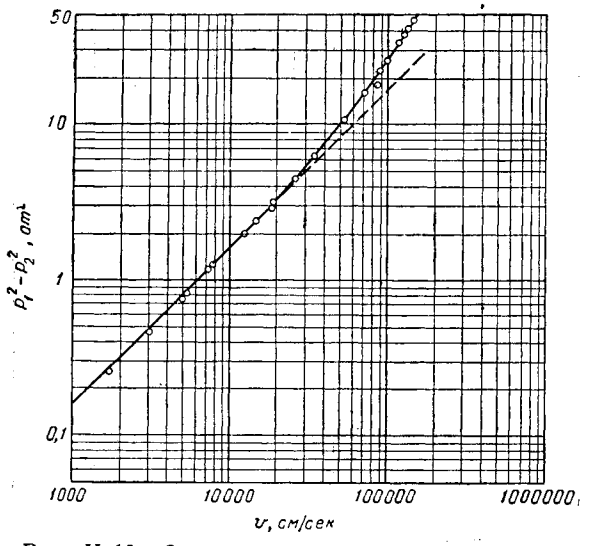


Рис. II. 19. Зависимость скорости от перепада давления при движении воздуха через песчаник Вилкокс [II. 20] при $t = 15{,}5°$ С и $p = 1$ *ат*.

что струйное течение воды имеет место до тех пор, пока скорость течения прямо пропорциональна перепаду давления. Начиная с момента, когда пропорциональность зависимости скорости течения от перепада давления нарушается, Рейнольдс заметил турбулизацию потока. К такому режиму, когда скорость течения жидкости в трубах пропорциональна перепаду давления, обычно применяются термины струйное, ламинарное или вязкостное течение. Турбулентным называют течение, при котором нарушается эта пропорциональность и когда при течении жидкости в трубе начинает наблюдаться турбулизация потока.

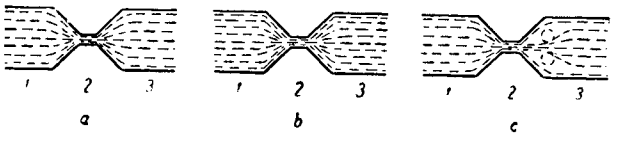


Рис. II. 20. Течение через суженную часть порового канала.

a — ламинарное течение; *b* — переходное течение; *c* — турбулентное течение.

Фенчер и Льюис (Fancher and Lewis) [II. 26] представили данные по течению жидкостей в пористой среде и установили ту же терминологию ламинарного и турбулентного течения. Их данные приведены на рис. II. 21 в виде зависимости коэффициента трения от числа Рейнольдса. Отклонение этой зависимости от прямолинейной (соответствующей наклону 45°) при высоких значениях скорости течения означает начало турбулизации потока.

При течении жидкостей и газов в пористых средах турбулизация потока наступает раньше, чем при течении в трубах. Однако для сцементированных пористых сред с очень малыми размерами пор и низкими значениями проницаемости трудно визуально наблюдать завихрения или турбулизацию в каналах пористой среды, хотя для такой среды существуют те же соотношения между перепадом давления и скоростью течения. Предлагаются различные объяснения поведения потока при высокоскоростных режимах течения [II. 3, II. 30].

Аномально высокий перепад давления обусловлен инерционными силами, проявляющимися в жидкости, фильтрующейся по узким каналам. В условиях ламинарного течения (рис. II. 20, *a*) кинетическая энергия жидкости и энергия давления при движении ее из *1* в *2* и далее в *3* взаимно переходят друг в друга. При высоких скоростях движения (рис. II. 20, *c*) превращение кинетической энергии в энергию давления при движении из *2* в *3* происходит не полностью, при этом кинетическая энергия частично затрачивается на вихревое движение жидкости. Эта потеря энергии вызывает (за счет инерционных сил) повышенное падение давления на частице твердого тела в *2*. Некоторые авторы применяют термин «турбулентность» к совершенно беспорядочному течению жидкости во времени в данной точке. По этому определению течение жидкости на рис. II. 20, *c* не может быть названо турбулентным. Если имеет место аномальное течение жидкости, на которое затрачивается повышенная потеря давления, то в этом случае применение термина «турбулентное течение» можно считать справедливым. Промежуточный случай (рис. II. 20, *b*) соответствует состоянию, при котором увеличение скорости приводит к удлинению плоскости сдвига между слоями без образования вихревого движения, требующего добавочного расхода энергии. В настоящее время общепринято применять термин «турбулентное течение» к таким условиям, при которых зависимость скорости течения жидкости от перепада давления перестает быть линейной (а в случае течения газа не удовлетворяется линейная зависимость скорости от разности квадратов давлений на концах керна).

Уравнение Дарси [II. 1], справедливое для ламинарного течения, не может быть использовано для описания турбулентного течения. Форшеймером (Forscheimer) было предложено двучленное уравнение, связывающее перепад давления со скоростью течения, справедливое как для ламинарного, так и для турбулентного течения:

$$\frac{-dp}{dL} = \frac{\mu v}{K} + \beta\rho v^2, \qquad \text{(II. 10)}$$

где p — давление в *ат*; L — длина в *см*; μ — вязкость в *спз*; v — скорость в *см/сек*; K — проницаемость в *д*; ρ — плотность в *г/см*^{3}; β — коэффициент турбулентности в *ат · сек*^{2}*/г*.

Для газов это уравнение лучше выражать через массовую скорость $\frac{W}{A} = \rho v$, так как для одного и того же сечения потока газа его массовая скорость постоянна, что позволяет интегрировать это уравнение. Здесь W — массовая скорость движения в *г/сек*; A — площадь поперечного сечения потока в *см*^{2}:

$$\rho\frac{-dp}{dL} = \frac{\rho v\mu}{K} + \beta\rho^2 v^2 = \frac{\mu W}{KA} + \beta\left(\frac{W}{A}\right)^2. \qquad \text{(II. 11)}$$

Так как

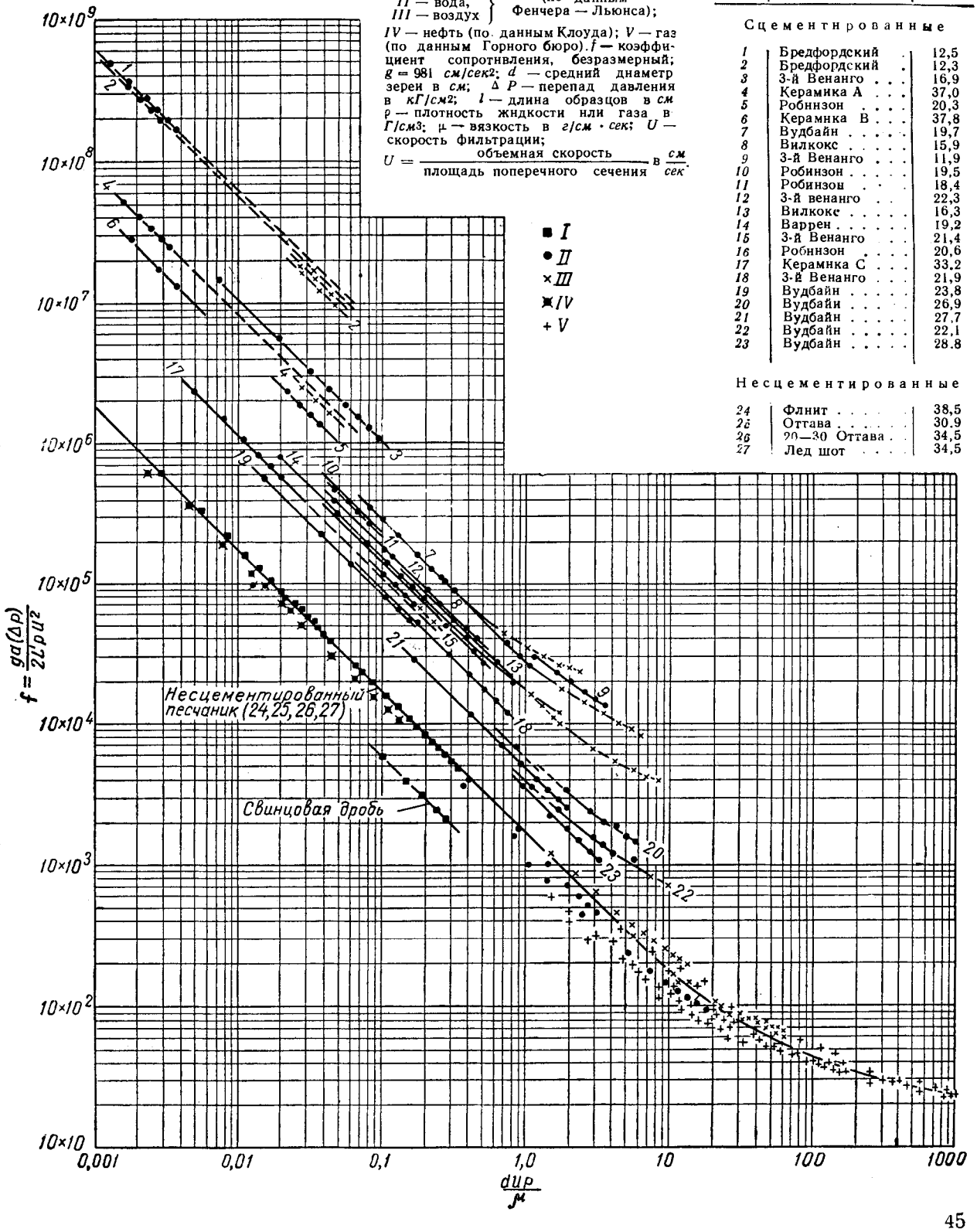
$$\rho = \frac{Mp}{zRT}, \qquad \text{(II. 12)}$$

то

$$-\frac{M}{zRT}\int_1^2 pdp = \left[\frac{\mu W}{KA} + \beta\left(\frac{W}{A}\right)^2\right]\int_1^2 dL, \qquad \text{(II. 13)}$$

где M — молекулярный вес; z — коэффициент сжимаемости; R — газовая постоянная; T — абсолютная температура.

Рис. II. 21. Движение жидкостей и газов через пористые среды [II. 26].



№ образца	Песчаник	Пористость, %
	Сцементированные	
1	Бредфордский	12,5
2	Бредфордский	12,3
3	3-й Венанго	16,9
4	Керамика А	37,0
5	Робинзон	20,3
6	Керамнка В	37,8
7	Вудбайн	19,7
8	Вилкокс	15,9
9	3-й Венанго	11,9
10	Робинзон	19,5
11	Робинзон	18,4
12	3-й венанго	22,3
13	Вилкокс	16,3
14	Варрен	19,2
15	3-й Венанго	21,4
16	Робинзон	20,6
17	Керамнка С	33,2
18	3-й Венанго	21,9
19	Вудбайн	23,8
20	Вудбайн	26,9
21	Вудбайн	27,7
22	Вудбайн	22,1
23	Вудбайн	28.8
	Несцементированные	
24	Флнит	38,5
25	Оттава	30,9
26	20—30 Оттава	34,5
27	Лед шот	34,5

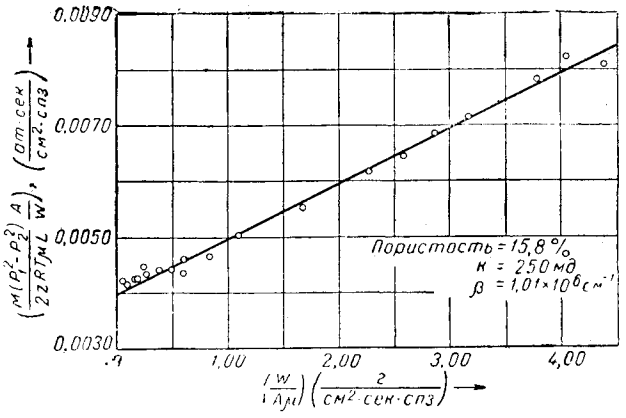


Рис. II. 22. Определение проницаемости K и коэффициента турбулентности β для песчаника Вилкокс [II. 22].

Интегрирование этого выражения между точками *1* и *2* дает

$$\frac{M\left(p_1^2 - p_2^2\right)}{2zRT\mu L\,(W/A)} = W/A\,\beta/\mu + 1/K. \qquad \text{(II. 14)}$$

На рис. II. 22 представлены данные по фильтрации газа, обработанные в соответствии с этой формулой. Отрезок, отсекаемый прямой на оси ординат, дает величину $1/K$, а наклон прямой выражает коэффициент турбулентности β. В табл. II. 7 представлены значения коэффициента турбулентности для нескольких кернов, полученные этим способом [II. 21]. На рис. II. 23 нанесены значения коэффициента турбулентности в зависимости от проницаемости [II. 42]. На этом же рисунке нанесены линии постоянных значений пористости, полученные из данных Яничека и Катца (Janicek and Katz) [II. 37], основанных на зависимости коэффициента турбулентности от проницаемости и пористости.

Таблица II.7

Основные характеристики некоторых сцементированных образцов

$$\alpha = \frac{9{,}4\times 10^{10}}{K}, \quad K_2 = \frac{32\,F^{3/2}}{\beta\, D_e\, \Phi^{1/2}}$$

Тип образца	Коэффициент электросопротивления, F	Пористость Φ, доли единицы	α, $см^{-2}$	β, $см^{-1}$	Проницаемость K, $мд$	D_e ($K_1 = 0{,}5$), $см$	L_e/L	K_2
Песчаник Вилкокс	15,5	0,175	$5{,}21\times10^{8}$	$2{,}70\times10^{6}$	192	$1{,}37\times10^{7}$	1,64	1,26
	17,4	0,158	$4{,}00\times10^{8}$	$1{,}01\times10^{6}$	250	$1{,}65\times10^{7}$	1,66	3,48
	16,6	0,160	$6{,}76\times10^{8}$	$3{,}26\times10^{6}$	148	$1{,}24\times10^{7}$	1,68	1,33
Песчаник Бромайд	36,2	0,110	$5{,}00\times10^{10}$	$9{,}19\times10^{7}$	2,0	$2{,}16\times10^{8}$	1,99	1,05
	36,2	0,110	$4{,}17\times10^{10}$	$6{,}53\times10^{7}$	2,4	$2{,}34\times10^{8}$	1,99	1,38
	62,5	0,030	$1{,}08\times10^{12}$	$2{,}95\times10^{11}$	0,093	$6{,}04\times10^{7}$	1,36	0,00512
	86,8	0,022	$2{,}08\times10^{12}$	$6{,}43\times10^{10}$	0,048	$5{,}12\times10^{7}$	1,38	0,053
	30,0	0,123	$6{,}67\times10^{9}$	$1{,}44\times10^{7}$	15,0	$5{,}30\times10^{6}$	1,92	1,95
Песчаник Барбанк	39,1	0,150	$9{,}09\times10^{9}$	$4{,}30\times10^{7}$	11,0	$5{,}18\times10^{6}$	2,41	0.901
	34,8	0,163	$2{,}82\times10^{9}$	$1{,}14\times10^{7}$	35,5	$8{,}85\times10^{6}$	2,38	1,62
Песчаник Спраберри	53,8	0,080	$1{,}03\times10^{12}$	$6{,}56\times10^{9}$	0,097	$5{,}73\times10^{7}$	2,07	0,119
	60,3	0,084	$9{,}09\times10^{12}$	$5{,}71\times10^{11}$	0,011	$2{,}05\times10^{9}$	2.25	0,00441
Песчаник Ауткроп	14,4	0,206	$3{,}20\times10^{9}$	$2{,}33\times10^{7}$	31,3	$5{,}74\times10^{6}$	1,72	0,310
	14,4	0,206	$4{,}78\times10^{9}$	$2{,}69\times10^{7}$	20,9	$4{,}69\times10^{6}$	1,72	0,328
Песчаник Торпедо	12,1	0,227	$2{,}36\times10^{8}$	$1{,}92\times10^{5}$	424	$1{,}93\times10^{7}$	1,66	8,11
	13,4	0,228	$1{,}97\times10^{8}$	$1{,}57\times10^{5}$	508	$2{,}23\times10^{7}$	1,74	10,0
Доломит Браун	49,8	0,143	$2{,}13\times10^{9}$	$2{,}05\times10^{7}$	47,0	$1{,}31\times10^{7}$	2,66	1,19
	—	0,160	$2{,}55\times10^{9}$	$5{,}09\times10^{6}$	39,2			
	—	0,125	$1{,}98\times10^{10}$	$1{,}06\times10^{8}$	5,4			
	64,7	0,095	$9{,}80\times10^{10}$	$2{,}38\times10^{9}$	1,02	$2{,}20\times10^{8}$	2,48	0,111
	70,2	0,095	$1{,}33\times10^{10}$	$2{,}70\times10^{8}$	7,5	$6{,}24\times10^{6}$	2,58	0,390
	68,5	0,094	$4{,}83\times10^{11}$	$8{,}73\times10^{9}$	0,207	$1{,}02\times10^{8}$	2,54	0,0714
Известняк Каньон Риф	142,5	0,051	$8{,}20\times10^{11}$	$3{,}39\times10^{10}$	0,122	$1{,}03\times10^{8}$	2,69	0,0677
	123,0	0,087	$9{,}70\times10^{10}$	$2{,}97\times10^{9}$	1,03	$3{,}05\times10^{8}$	3,26	0,176

Примечание. Данные взяты из [II.21].

Для сравнения данных фильтрации в пористой среде со скоростями в условиях турбулентного режима фильтрации эти данные могут быть представлены в виде зависимости коэффициента трения от числа Рейнольдса подобно тому, как это показано на рис. II. 24 [II. 21]. При этом коэффициент трения определяется из следующего соотношения:

$$f = \frac{64\,\rho\,(p_1 - p_2)\,A^2}{\beta\,LW^2}, \qquad \text{(II. 15)}$$

где f — коэффициент трения, безразмерная величина; ρ — плотность жидкости или газа в $г/см^3$; p — давление в $кГ/см^2$; A — площадь поперечного сечения потока в $см^2$; β — коэффициент турбулентности в $см^{-1}$; L — длина в $см$; W — массовая скорость потока в $г/сек$.

Число Рейнольдса определяется из уравнения

$$\mathrm{Re} = \frac{\beta\,WK}{10^9\,A\,\mu}, \qquad \text{(II. 16)}$$

где K — проницаемость в $мд$; μ — вязкость жидкости или газа в $спз$.

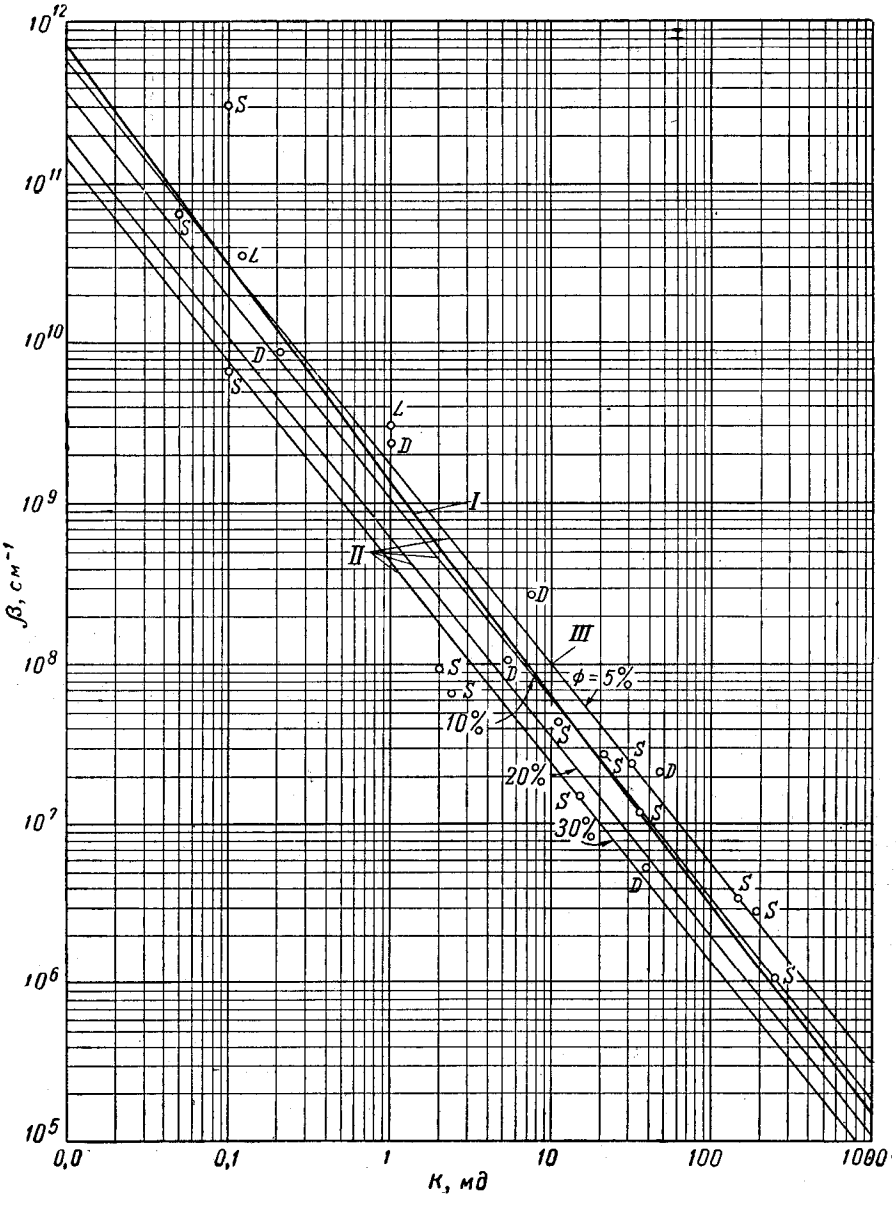


Рис. II. 23. Зависимость коэффициента турбулентности от проницаемости [2; 37, 2; 42].

I — линия, использованная для корреляции данных; *II* — линии различной пористости [II. 37]: *III* — пористость 5%; *D* — доломит; *L* — известняк; *S* — песчаник.

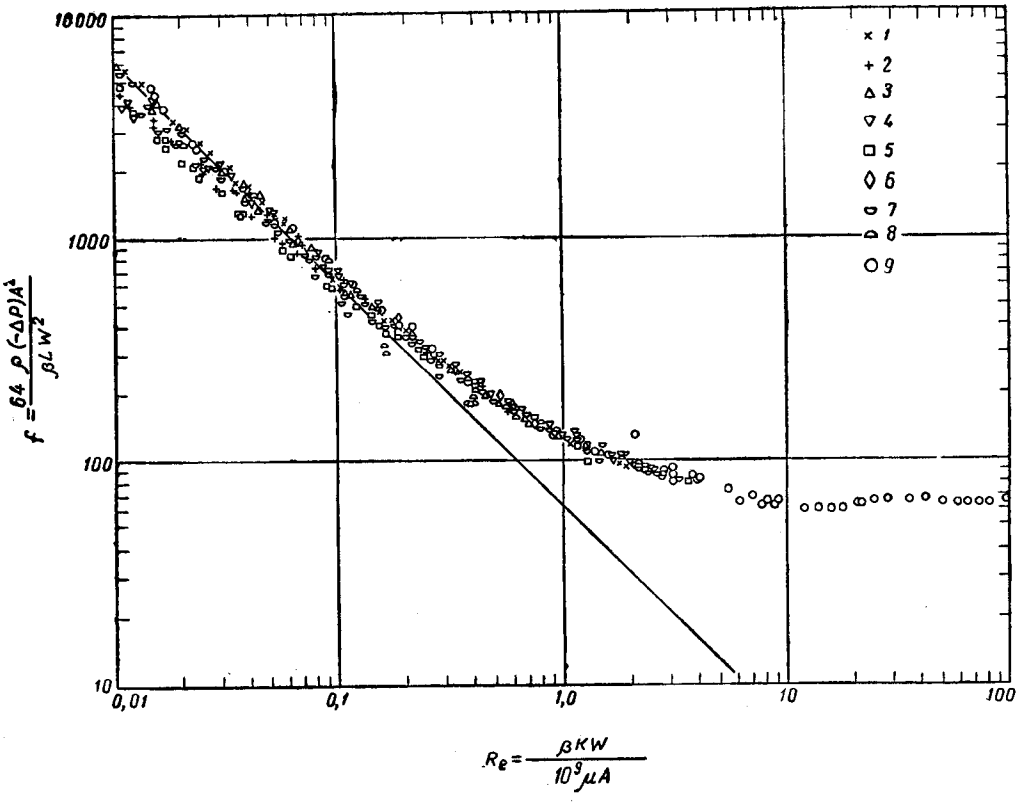


Рис. II. 24. Зависимость коэффициента сопротивления трения от числа Рейнольдса [II. 21] при движении через пористые среды.

1 — песчаник Вилкокс (№ 1—3); *2* — песчаник Бромайд (№ 4—8); *3* — песчаник Барбанк (№ 9—10); *4* — песчаник Спраберри (№ 11—12) *5* — песчаник Ауткроп (№ 13—14); *6* — песчаник Торпедо (№ 15—16); *7* — доломит Браун (№ 17—22); *8* —известняк Каньон (Риф (№ 23—24); *9* — пористые металлы.

Пример

Имеется керн диаметром 18,5 *мм*, длиной 18,5 *мм*. Его пористость 15,8%, проницаемость 250 *мд*. Рассчитать скорость течения воздуха при условии, что давление на входе в кери составляет 6,8 *ата*, а абсолютное давление на выходе равно атмосферному (1 *ат*). Температура воздуха 24° С.

Решение с помощью уравнения (II. 14)

Значение коэффициента турбулентности β из рис. II. 23 равно $8{,}2\times10^5$ *см*$^{-1}$. Вязкость воздуха 0,020 *спз*, а коэффициент сжимаемости может быть взят равным единице.

Таким образом, данные из расчета следующие: $M = 20$ *г/моль*, $p_1^2 - p_2^2 = 45{,}28$ *ат*^{2}, $\mu = 0{,}020$ *спз*, $z = 1{,}0$, $R = 82{,}06 \frac{см^3\ ат}{моль\ °К}$, $T = 297{,}2°$ К; $L = 1{,}85$ *см*.

Определить W

$$\beta = \frac{8{,}2 \times 10^5}{1 \cdot 013 \cdot 420} = 0{,}8096\ ат \cdot сек^2/г;$$

$$A = \frac{\pi \times 1{,}85^2}{4} = 2{,}66\ см^2.$$

Величина $1 \cdot 013 \cdot 420$ — переводной коэффициент g_c, $\frac{г \cdot см}{ат \cdot см^2 \cdot сек^2}$.

Скорость течения W определяем из уравнения (II. 14):

$$\frac{29 \times 45{,}28 \times 2{,}66}{2 \times 1{,}0 \times 82{,}06 \times 297{,}2 \times 0{,}020\ W \times 1{,}85} =$$

$$= \frac{0{,}8096\ W}{2{,}66 \times 0{,}020} + \frac{1}{0{,}25},\quad 15{,}218\ W^2 + 4W - 1{,}935 = 0,$$

$$W^2 + 0{,}2628\ W - 0{,}1272 = 0,\quad W = 0{,}25\ г/сек.$$

Решаем с помощью графика (рис. II. 24) и уравнений (II. 15) и (II. 16):

$$\beta = 8{,}2 \times 10^5\ см^{-1},\quad K = 250\ мд,\quad A = 2{,}66\ см^2,$$

$$\mu = 0{,}020\ спз.$$

$$\mathrm{Re} = \frac{8{,}2 \times 10^5\ W \times 250}{10^9 \times 2{,}66 \times 0{,}020} = 3{,}80\ W;$$

$$\rho = \frac{(6{,}8 + 1)\ 29}{82{,}055 \times 297 \times 2} = 0{,}00464\ г/см^3,$$

$$p_1 - p_2 = 6{,}8 - 1 = 5{,}8\ кГ/см^2,$$

$$f = \frac{64 \times 10^3 \times 981 \times 0{,}00464 \times 5{,}8 \times 2{,}66^2}{8{,}2 \times 10^5 \times 1{,}85\ W^2} = \frac{8{,}17}{W^2}.$$

Решение находим методом подбора величин W. Предполагая, что $W = 0{,}34$ *г/сек*, будем иметь $\mathrm{Re} = 1{,}29$, $f = 70{,}6$. Значение $\mathrm{Re} = 1{,}0$ является более точным (рис. II. 24). Тогда

$$W = \frac{1{,}0}{3{,}80} = 0{,}26\ г/сек.$$

Скорость, полученная экспериментально для этого случая, составила 0,23 *г/сек*. Экспериментальное значение β равнялось $10{,}1\times10^5$, в то время как значение β, полученное из рис. II. 23, составляет $8{,}2\times10^5$ *см*$^{-1}$.

§ 6. СЖИМАЕМОСТЬ ГОРНЫХ ПОРОД

Породы, слагающие нефтеносные и газоносные пласты, испытывают давление вышележащих пород, а также давление жидкостей или газа. Эти давления много больше, чем давления, при которых обычно проводятся лабораторные эксперименты. Влияние сжимаемости горных пород на пористость и проницаемость представляет интерес для применения результатов лабораторных экспериментов к вопросам нефтепромысловой практики.

Вопросы сжимаемости горных пород и влияние сжимаемости на пористость и проницаемость были исследованы в работах [II. 19, II. 31, II. 27]. На рис. 25 [II. 31] показана схема прибора для определения сжимаемости горных пород. С помощью этого прибора можно определять сжимаемость породы при увеличении внешнего давления и сохранении внутрипорового объема породы атмосферного давления. Жидкость, выжимаемая при этом из керна, замеряется стеклянной градуированной трубкой. Данные этого типа были получены Карпентером и Спенсером (Carpenter and Spenser) [II. 19] и представлены на рис. II. 26. Иногда наблюдаются гистерезисные явления, иногда песчаник ведет себя как упругая среда. В пределах 33—63° С никакого влияния температуры на сжимаемость породы не обнаружено. Холл (Hall) [II. 31] также измерял сжимаемость горных пород. Результаты его экспериментов представлены на рис. II. 27 в виде изменения единицы объема пор при изменении давления на 1 *ат*.

Кроме того, с помощью прибора, изображенного на рис. II. 25, Холл проводил следующие опыты по определению сжимаемости пористой среды. При поддержании внешнего давления на керн порядка 210 *ат* определялась разница между количеством жидкости, в действительности полученной из керна, когда давление на жидкость в керне уменьшалось до 105—140 *ат*, и коли-

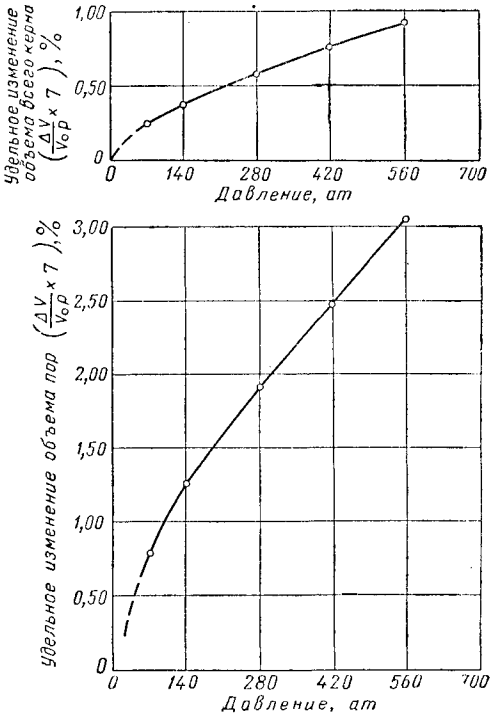


Рис. II. 26. Сжимаемость песчаника Вудбайн при 63° С [II. 19].

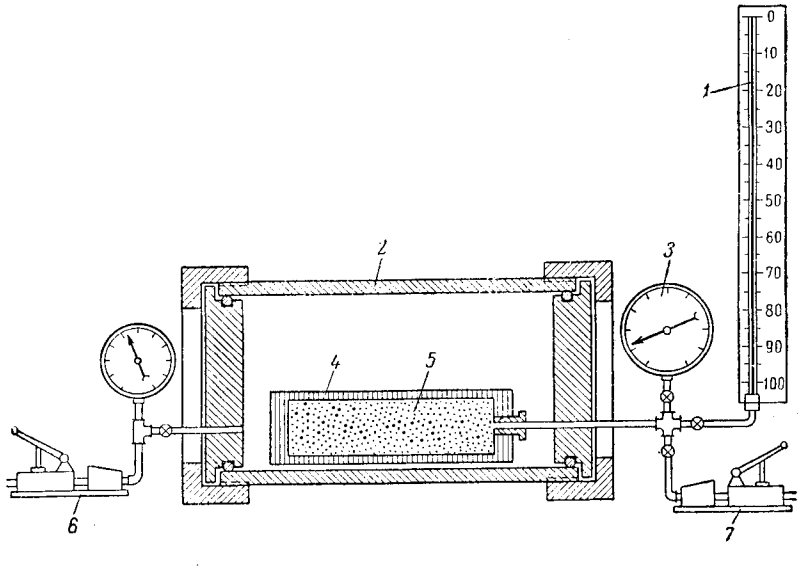


Рис. II. 25. Схема прибора для определения сжимаемости пород [II. 31].

1 — калиброванная стеклянная трубка малого диаметра; *2* — камера высокого давления (внутренний диаметр 127 *мм*, толщина стенки 19 *мм*); *3* — манометр; *4* — люситовая оправка с толщиной стенки 6 *мм*; *5* — керн; *6* — насос для создания давления в камере; *7* — насос для создания давления в керне.

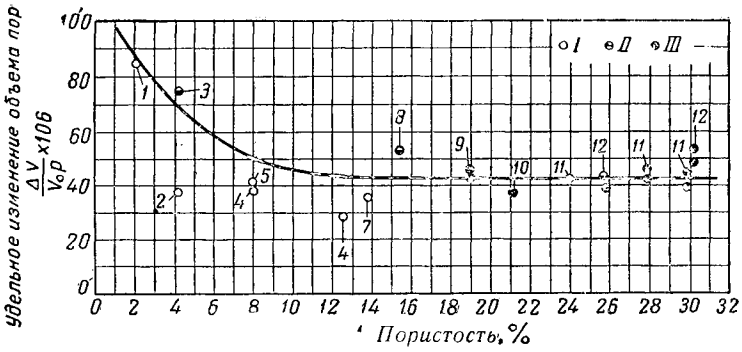


Рис. II. 27. Уплотнение горных пород в зависимости от давления.

1 — Сан Андрюс; *2* — Риф; *3* — Тенслип; *4* — Клирфорк; *5* — Каньон риф; *7* — Пело пинто; *8* — Бендера; *9* — Бартлесвилл; *10* — Страун; *11* — Вудбайн; *12* — Торпедо; *13* — Фрио. *I* — известняк; *II* — песчаник; *III* — песчаник (по данным Горного бюро).

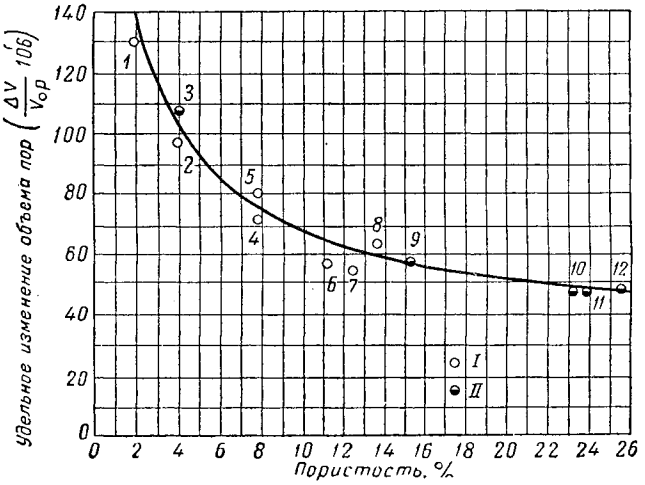


Рис. II. 28. Эффективная сжимаемость пластовых пород [II. 31].

1 — пористость в % ; *2* — эффективная сжимаемость породы × 10 (изменение порового объема на единицу порового объема на атмосферу); *1* — Сан Андрюс; *2* — Риф; *3* — Тенслип; *4* — Клирфорк; *5* — Каньон Риф; *6* — Клирфорк (диаметр 1″); *7* — Клирфорк (диаметр 2″); *8* — Пело пинто; *9* — Бендера; *10* — Торпедо (диаметр 1″); *11* — Вудбайн; *12* — Торпедо (диаметр 2″); *I* — известняк; *II* — песчаник.

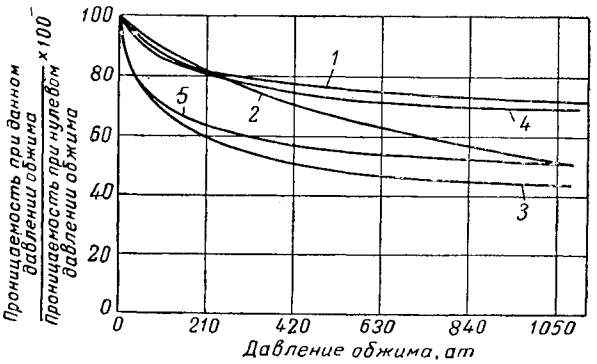


Рис. II. 29. Влияние давления обжима на проницаемость кернов [II. 27].

1 — K = 3,86 *мд*; *2* — K = 40,8 *мд*; *3* — K = 45 *мд*; *4* — K = 4,35 *мд*; *5* — K = 632 *мд*.

чеством жидкости, которое могло бы быть получено из керна только за счет ее сжимаемости. Это последнее количество жидкости может быть рассчитано по данным ее сжимаемости с учетом поправки на жидкость, находящуюся вне керна. На рис. II. 28 приведены результаты исследований Хелла в виде кривой, выражающей зависимость уменьшения единицы порового объема, приходящегося на 1 *ат* разницы между внешним давлением на керн и давлением на жидкость внутри керна.

Влияние внешнего давления на проницаемость кернов исследовалась Фаттом и Девисом (Fatt and Davis) [II. 27]. В этом случае, пользуясь прибором, аналогичным прибору, изображенному на рис. II. 25, азот при атмосферном давлении пропускали через сухие керны, вставленные в оправку и обжатые с боковой поверхности внешним давлением. Данные, приведенные на рис. II. 29, показывают, что при увеличении внешнего давления проницаемость заметно уменьшается.

§ 7. КОЭФФИЦИЕНТ ЭЛЕКТРОСОПРОТИВЛЕНИЯ ПОРОД

Метод измерения коэффициента электрического сопротивления F является одним из методов оценки структуры порового пространства пород-коллекторов. Этот коэффициент был определен Арчи (Archie) [II. 2] как отношение электросопротивления R_0 образца пористой среды, насыщенного проводящим раствором, к сопротивлению этого же раствора R_w, имеющего те же размеры и форму, что и образец породы:

$$F = \frac{R_0}{R_w}. \qquad \text{(II. 17)}$$

Так как течение электричества аналогично потоку жидкости или газа с вязкостью, равной нулю, то в этом случае диаметр пор не является характерной величиной, каковой он является, например, в формуле Пуазейля для случая течения вязкой жидкости. Таким образом, коэффициент электросопротивления зависит только от длины пор и от пористости, а не от проницаемости. Поэтому знание коэффициента электросопротивления позволяет рассчитывать длину пор образцов пористой среды.

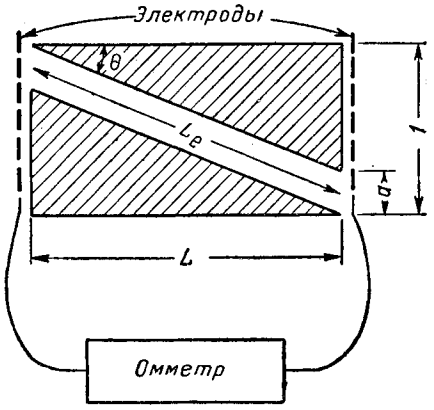


Рис. II. 30. К выводу коэффициента электросопротивления.

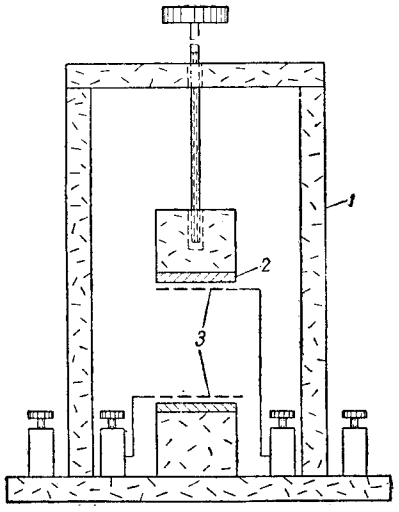


Рис. II. Прибор для измерения электросопротивления кернов [II. 20].

1 — люситовая стойка; *2* — фетровая прокладка; *3* — платиновые электроды.

Величина коэффициента сопротивления F зависит от действительной площади поперечного сечения пустот образца и от длины пути, отличной от длины образца вследствие непрямолинейности потока. Из рис. II. 30 видно, что сопротивление зависит как от площади сечения пор, отнесенной к общей площади сечения образца, так и от длины пор, отнесенной к длине образца. При этом сопротивление обратно пропорционально площади поперечного сечения пор и прямо пропорционально отношению длины пор к длине керна.

Площадь сечения пор, нормальная к направлению потока, равна $a\cos\theta = a\frac{L}{L_e}$. Так как пористость равна $\Phi = a/1{,}0$, то площадь сечения нормальная к направлению потока, составит $\Phi L/L_e$. Исходя из этого, сопротивление

$$F = \frac{L_e}{\Phi L} \cdot \frac{L_e}{L} = \frac{L_e^2}{\Phi L^2}. \qquad \text{(II. 18)}$$

Это уравнение было выведено независимо Уинсауером (Winsauer) с соавторами [II. 72] и Корнеллом (Cornell) [II. 20]. Вилли (Wyllie) и Спенглер (Spangler) вывели аналогичное уравнение, основанное на том, что площадь поперечного сечения пропорциональна пористости, а не величине $\Phi L/L_e$.

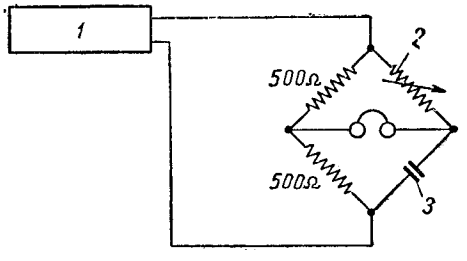
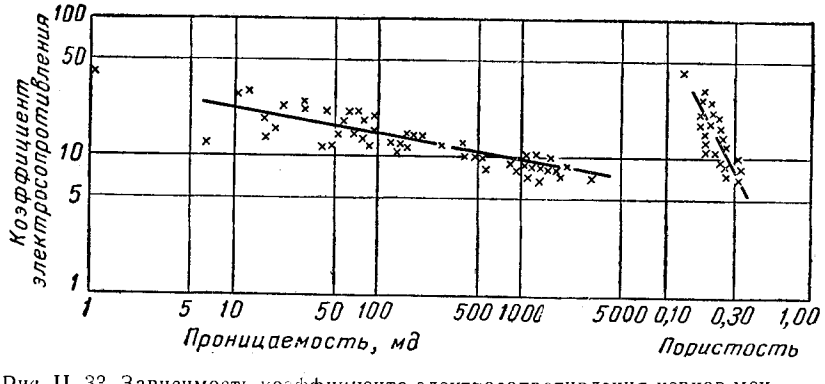


Рис. II. 32. Электрическая схема для измерения электросопротивления [II. 20].

1 — звуковой генератор; *2* — испытуемый керн; *3* — магазин сопротивления.



Рис, II. 33. Зависимость коэффициента электросопротивления кернов мексиканского залива от пористости и проницаемости [II. 2].

Значения коэффициентов электросопротивления породы и пористости могут быть использованы для определения коэффициента извилистости L_e/L образцов породы. Типичные данные для сцементированных пористых сред приведены в табл. II. 7. Знание коэффициента извилистости очень важно для понимания движения жидкостей и газов через поровое пространство породы.

Для измерения электросопротивления образца породы этот образец экстрагируется, высушивается и насыщается 0,1 н. раствором KCl в дистиллированной воде. Прибор для измерения электросопротивления кернов (рис. II. 31) снабжен платиновыми электродами, контактирующими с раствором, насыщающим керн. Электрическая схема для измерения электросопротивления кернов (рис. II. 32) состоит из звукового генератора и мостика Уитстона. Коэффициент электросопротивления вычисляется как отношение сопротивления образца породы к известному сопротивлению такого же объема 0,1 н. раствора KCl.

Пример

Образец породы диаметром 1,84 *см* и длиной 1,65 *см*, насыщенный 0,1 н. раствором KCl, имеет при температуре 27,3° C сопротивление 715 *ом*. Определить коэффициент электросопротивления этого образца.

Решение

0,1 н. раствор KCl при температуре 27,3° C имеет сопротивление 74,3 *ом·м*. Поэтому коэффициент электросопротивления

$$F = \frac{715 \times \pi \times 1{,}84^2}{4 \times 1{,}65 \times 74{,}3} = 15{,}5.$$

Знание коэффициента электросопротивления пород очень важно при интерпретации данных сопротивления, полученных при электрокаротаже скважин. На рис. II. 33 представлены данные Арчи [II. 2] для песчаников из скважин Мексиканского залива. На рис. II. 34 [I. 14] дано влияние цементации песка и величины пористости на значение коэффициента электросопротивления.

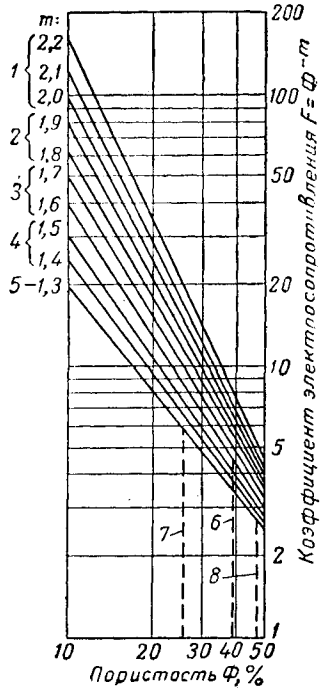


Рис. II. 34. Зависимость коэффициента электросопротивления F от пористости для пород с различной цементацией [I. 14].

1 — высокоцементированные; *2* — умеренно сцементированные; *3* — слабо сцементированные; *4* — очень слабо сцементированные; *5* — несцементированные; *6* — ромбическая укладка; *7* — гексагональная укладка; *8* — кубическая укладка; *9* — коэффициент цементации.

§ 8. СВЯЗАННАЯ ВОДА В КЕРНАХ

Процесс накопления нефти происходит в большинстве случаев в пористых средах, первоначально заполненных водой. В процессе накопления нефти или газа некоторое количество воды будет оставаться в пористой среде. Эта вода называется связанной. Объем пористой среды, занятый связанной водой, нас интересует с точки зрения оценки запасов нефти или газа.

Действительное содержание связанной воды в керне можно узнать, если отбирать керн при бурении с глинистым раствором на нефтяной основе. Из ранних работ, посвященных изучению вопроса о связанной воде, следует отметить работы Пила и Джонеса (Pyle and Jonec) [II. 57] и Шилтхюса (Schilthuis) [II. 63]. Результаты их исследований представлены на рис. II. 35 в виде зависимости водонасыщенности кернов от их абсолютной проницаемости.

Количество связанной воды в пористой среде определяется свойствами поверхности твердой фазы и силами, возникающими на границе раздела фаз. Поэтому вопрос о методах определения содержания связанной воды в пористых средах будет рассмотрен после обсуждения вопроса о природе явления смачивания.

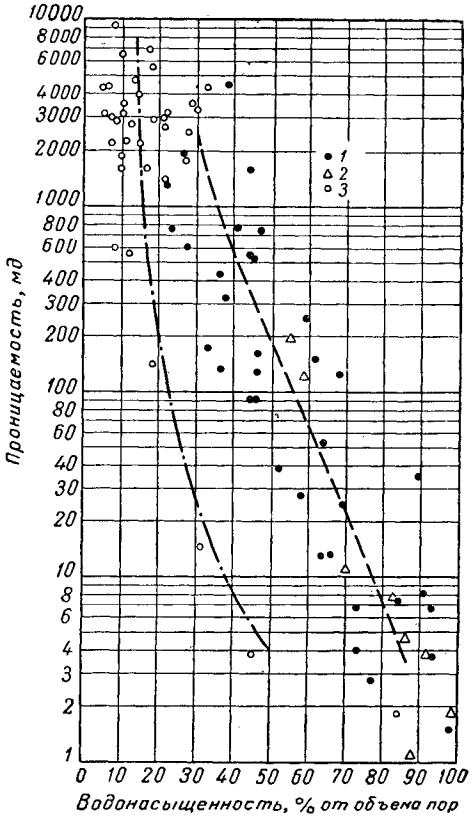


Рис. II. 35. Зависимость содержания связанной воды от проницаемости кернов [II. 63].

1 — Анахуак; *2* — Томболл; *3* — Восточный Техас.

§ 9. СМАЧИВАНИЕ ПОВЕРХНОСТИ ТВЕРДЫХ ТЕЛ

Полное смачивание поверхности или полное его отсутствие можно сравнительно легко представить. Промежуточные значения смачивания требуют уточнения для своей количественной оценки. За меру смачивания поверхности твердого тела жидкостью на границе с газом или другой несмешивающейся жидкостью принимают угол, образованный поверхностью раздела жидкость — газ (жидкость$_1$ — жидкость$_2$) с поверхностью твердого тела [II. 6, II. 29] (рис. II. 36). Поверхностное

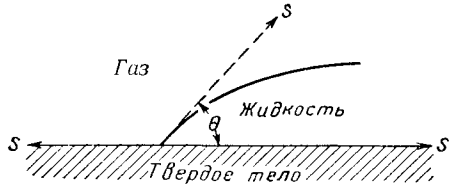


Рис. II. 36. Угол между двумя фазами на твердой поверхности как мера смачивания.

натяжение на границах раздела различных фаз находится в равновесии в соответствии со следующим выражением:

$$S_{г.т} = S_{ж.т} + S_{ж.г} \cos \theta, \qquad (II.\ 19)$$

где $S_{г.т}$ — поверхностное натяжение на границе газ — твердое тело; $S_{ж.т}$ — поверхностное натяжение на границе жидкость — твердое тело; $S_{ж.г}$ — поверхностное натяжение на границе жидкость — газ; θ — угол смачивания.

Угол θ выражает степень смачивания поверхности твердого тела, причем в случае полного смачивания угол, измеряемый в сторону смачивающей фазы, равен 0°, а при полном несмачивании этот угол равен 180°. На рис. II. 37 иллюстрируются результаты

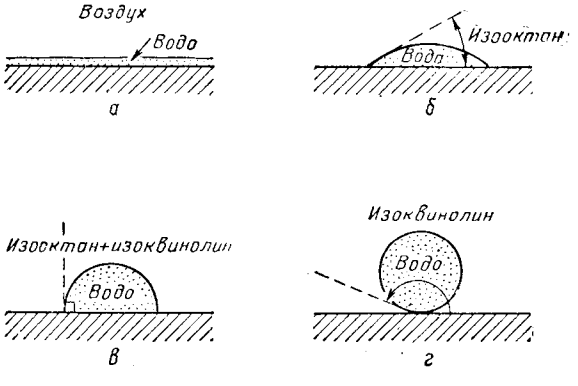


Рис. II. 37. Степень смачивания чистого кварца [II. 6].

1 — угол смачивания; *2* — воздух; *3* — вода; *4* — изооктан; *5* — изооктан + изоквинолин; *6* — изоквинилин. *а* — полное смачивание (угол смачивания 0°); *б* — высокая степень смачивания водой (угол смачивания 30°); *в* — одинаковое смачивание двумя жидкостями (угол смачивания 90°); *г* — низкая степень смачивания водой и высокая изоквинолином (угол смачивания 153°).

Беннера и Бартелла (Benner and Bartell) [II. 6, II. 7], показывающие, что действительно можно наблюдать различные значения угла смачивания, находящиеся в пределах 0 — 180°. Поверхности, смачиваемые водой, называются гидрофильными, а несмачиваемые — гидрофобными.

Тот факт, что вода хорошо смачивает кварц и кальцит, является причиной наличия в большинстве нефтяных пластов связанной воды. Адсорбция на поверхности твердой фазы сложных органических веществ, таких, как асфальты, изменяет смачиваемость [II. 40]. Поэтому некоторые нефтяные пласты могут содержать малое количество связанной воды или вовсе не содержать ее, когда характеристика смачивания поверхности породы изменена вследствие отложения на ней таких веществ из нефти. Необходимо отметить, что в некоторых случаях вода может остаться в пористой среде в процессе аккумуляции нефти вследствие конфигурации порового пространства породы независимо от характеристики смачивания твердой поверхности. Полагают, что в газоносных пластах порода смочена водой и содержит связанную воду. Хок, Рзаса и Вуд (Hough, Rzasa and Wood) [II. 36] установили, что при некоторых условиях вода не смачивает кончик из нержавеющей стали, который они использовали для измерения поверхностного натяжения воды на границе с метаном при пластовых температурах и давлениях. Вполне возможно, что при определенных условиях вода не будет полностью смачивать на границе с газами и песчаник.

Слобэд и Блюм (Slobad and Blum) [II. 64] предложили метод определения смачиваемости пористых сред, сущность которого заключается в следующем: вода вытесняется нефтью и нефть вытесняется воздухом. Зная давления вытеснения [1] в этих двух опытах, а также значения поверхностного натяжения на границах раздела нефть — вода и нефть — воздух, можно определить число смачивания W из соотношения

$$W = \frac{\cos \theta_{н.в}}{\cos \theta_{г.н}} = \frac{p_{н.в} \sigma_{г.н}}{p_{г.н} \sigma_{н.в}}, \qquad (II.\ 20)$$

где $\theta_{н.в.}$ — кажущийся угол смачивания на границе нефть—вода; $\theta_{г.н.}$ — кажущийся угол смачивания на границе газ—нефть; $p_{н.в}$, $p_{г.н}$ — давление вытеснения соответственно для случаев вытеснения воды нефтью и нефти воздухом; $\sigma_{г.н.}$ — поверхностное натяжение на границе газ—нефть; $\sigma_{н.в.}$ — поверхностное натяжение на границе нефть—вода.

Кажущийся угол смачивания твердой поверхности водой на границе с нефтью $\theta_{н.в.}$ может быть подсчитан из выражения [II. 21] в предположении, что $\cos \theta_{г.н.} = 1$, т. е. нефть полностью смачивает поверхность твердой фазы на границе с воздухом:

$$\cos \theta_{н.в} = W. \qquad (II.\ 21)$$

При полном смачивании водой $\theta = 0°$, а число смачивания $W = 1{,}0$. При промежуточном смачивании, когда $\theta = 90°$, $W = 0$. В табл. II. 8 приведены значения углов смачивания, полученные при помощи данного метода. Слобэд и Блюм (Slobad and Blum) определили также, что обработка кернов в лаборатории может привести к значительному изменению их смачиваемости.

---

[1] Давление вытеснения — это минимальное давление, необходимое для вытеснения из пористой среды несмачивающей жидкостью жидкости, смачивающей поверхность этой среды.

Таблица II. 8

Смачиваемость образцов различных пород*

№ керна	Тип породы	Давление вытеснения, *кГ/см²*		Число смачивания**	Кажущийся угол смачивания	№ керна	Тип породы	Давление вытеснения, *кГ/см²*		Число смачивания**	Кажущийся угол смачивания
		воздух—нефть	нефть—вода					воздух—нефть	нефть—вода		
BTL	Девонский известняк	0,455	0,427	0,84	33°	1545	Искусственный	0,047	0,020	0,37	68
BTN		0,476	0,434	0,81	36						
BTO		0,437	0,420	0,85	31	1592	Клирфорк	0,050	0,017	0,30	73
BTP		0,448	0,273	0,54	57	1593		0,038	0,022	0,53	58
1588	Песчаник Ятс	0,060	0,022	0,33	71	1594	Известняк	0,111	0,022	0,18	80
1589		0,060	0,021	0,31	71	1595		0,203	0,032	0,14	82
1590		0,060	0,022	0,32	71						
1591		0,070	0,028	0,36	69	1620	Песчаник Тенслип	0,060	0,015	0,22	78
						1621		0,060	0,015	0,22	78
1542	Алунд (RA-1139)	0,049	0,017	0,32	72	1622		0,048	0,008	0,16	81
1543		0,049	0,020	0,36	69	1623		0,060	0,019	0,28	74
1544		0,048	0,028	0,52	59						

* Испытаниям кернов на смачиваемость предшествовала обычная их экстракция хлороформом, за исключением кернов из алунда, которые регенерировались нагреванием их до 760° С в течение 3 *ч*.

** Поверхностное натяжение на границе раздела воздух — нефть равно 24,9 *дин/см*, нефть — вода —28,0 *дин/см*. Данные взяты из [II.64.]

§ 10. КАПИЛЛЯРНОЕ ДАВЛЕНИЕ

Для выяснения неполного вытеснения жидкости из пористой среды необходимо рассмотреть вопрос о поверхностном натяжении на границе раздела жидкость—жидкость или жидкость — газ. Поверхностное натяжение жидкости на границе с газовой фазой измеряется методом капиллярного подъема жидкости в стеклянной трубке малого диаметра (рис. II. 38). Если жидкость смачивает поверхность стеклянного капилляра, то она поднимается в трубке. Вес столба жидкости, превышающего уровень свободной поверхности, уравновешивается силами поверхностного натяжения, приложенными к периметру смачивания поверхности капилляра.

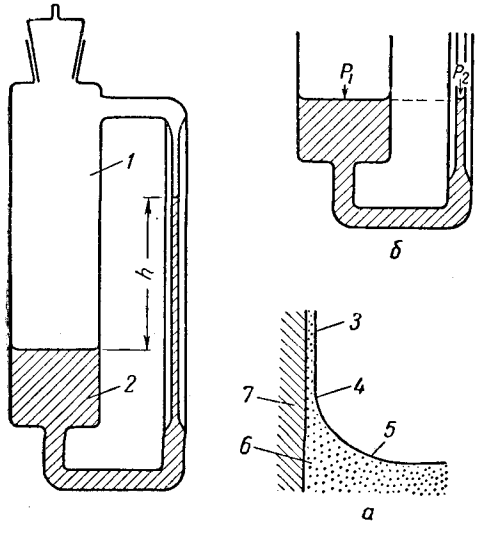


Рис. II. 38. Определение поверхностного напряжения методом капиллярного подъема.

1 — пар; *2* — жидкость; *3* — пленка жидкости, смачивающая стенки капилляра; *4* — натяжение в этой точке; *5* — мениск; *6* — жидкость; *7* — стенка капилляра.

Уравнение равновесия записывается в виде

$$\cos 0\sigma\,(2\pi r) = \pi r^2 h\,(\rho_ж - \rho_и)\,g, \qquad \text{(II. 22)}$$

где σ — поверхностное натяжение в *дин/см*; r — радиус трубки в *см*; h — высота капиллярного подъема в *см*; $\rho_ж$ и $\rho_п$ — плотность жидкости и пара соответственно в *г/см³*; g — ускорение силы тяжести 980,6 *см/сек²*; θ — угол смачивания поверхности капилляра жидкостью на границе с собственным паром. В случае полного смачивания $\theta = 0$.

Чтобы привести уровень жидкости в капилляре до уровня свободной поверхности жидкости над уровнем жидкости в капилляре, необходимо создать некоторое давление. Величина этого давления определяется из соотношения

$$2\pi r\,\sigma = \pi r^2 hg\,(\rho_ж - \rho_и) = \pi r^2\,(p_2 - p_1)\,g_c, \qquad \text{(II. 23)}$$

где p — давление в *Г/см²*; g_c — переводной коэффициент, равный 980,6 *г · сек²/г · см*.

Из этого уравнения получим

$$p_c = p_2 - p_1 = \frac{2\sigma}{rg_c}, \qquad \text{(II. 24)}$$

Разность давления $p_2 - p_1$ называется капиллярным давлением p_c. Если угол смачивания капилляра жидкостью не равен 0°, то

$$p_c = \frac{2\sigma\cos\theta}{rg_c}. \qquad \text{(II. 25)}$$

Когда на жидкость в капилляре действует некоторое давление, понижающее ее уровень до уровня свободной поверхности, то в этом случае по обе стороны мениска имеется разность давлений p_c.

Для капилляров нецилиндрической формы капиллярное давление может быть выражено через кривизну мениска:

$$p_c = \frac{\sigma}{g_c}\left(\frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2}\right), \qquad (II.\ 26)$$

где R_1 и R_2 — главные радиусы кривизны мениска, показанные на рис. II. 39 [II. 47].

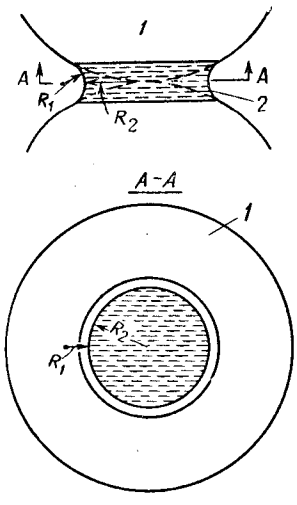


Рис. II. 39. Радиусы кривизны мениска между двумя частицами [II. 47].
1 — твердое тело; *2* — жидкость

Рассмотрим случай, когда пористая среда насыщена жидкостью (рис. II. 40). При этом начальная насыщенность жидкостью соответствует линии *A*. Позволим жидкости вытекать через отверстие *C*. При установлении равновесия насыщенность пористой среды жидкостью будет соответствовать кривой *B*. В точке *C* и ниже насыщенность жидкости будет равна 100%. Только некоторые крупные поры, расположенные выше точки *C*, будут содержать жидкость. Для данного распределения пор по размерам кривая изменения насыщенности имеет форму, указанную на рисунке. Вертикальная часть кривой представляет собой насыщенность, обусловленную наличием непрерывных пор малого диаметра. Кроме того, жидкость может удерживаться в крупных порах, сообщающихся с каналами, радиусы кривизны менисков в которых малы.

К настоящему времени проведено большое количество исследований с целью определения содержания в кернах связанной воды методом капиллярного давления [II. 47, II. 68, II. 33, II. 9, II. 70, II. 51, II. 34, II. 62, II. 16].

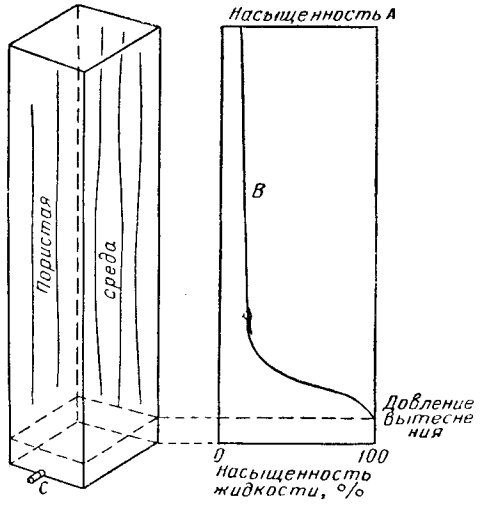


Рис. II. 40. Распределение жидкости в пористой среде после ее дренирования.

Так как процесс вытеснения воды сходен с процессом, который происходит в пласте во время аккумуляции газа, то иногда он упоминается как метод воспроизведения условий. Типичный прибор для определения содержания связанной воды методом капиллярного давления показан на рис. II. 41. Образец породы, насыщенный водой, приводится в контакт с тонкой пористой пластинкой, предварительно насыщенной водой. В камеру подается давление воздуха или какого-либо газа, и вода начинает вытесняться из керна. При данном давлении

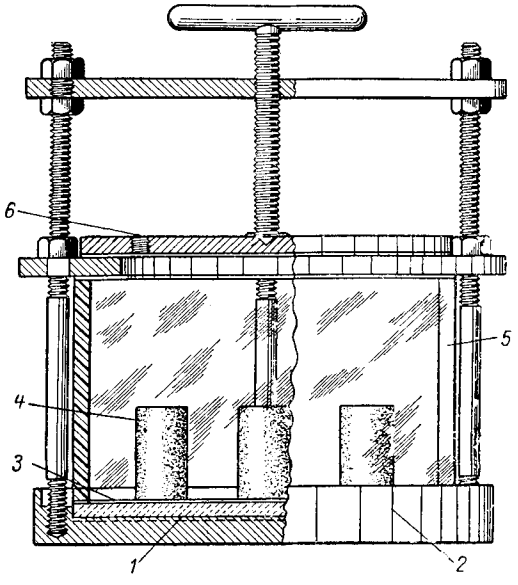


Рис. II. 41. Прибор для определения связанной воды методом капиллярного давления [II. 41].
1 — керамическая пластинка; *2* — сосуд для воды; *3* — слой Клинекса; *4* — керн; *5* — люситовая трубка; *6* — отверстие для входа воды, насыщенной воздухом под давлением.

газа образец выдерживается до достижения равновесных условий, после чего взвешиванием определяется содержание в нем воды. Далее образец снова помещается в камеру и давление газа устанавливается на более высоком уровне, чем прежде. Вода вытесняется из керна газом вниз до уровня пористой пластинки подобно тому, как на рис. II. 38, *б* давление газа приводит к уменьшению высоты капиллярного подъема. Размеры пор пористой пластинки должны быть очень малыми, чтобы уменьшить возможность вытеснения из них жидкости газом даже при сравнительно высоком давлении. На рис. II. 42 приведены типичные кривые капиллярного давления, а на рис. II. 43 и в табл. II. 9 представлены подобные же данные для кернов из скв. А [II. 68], вскрывшей миоцен в Луизиане.

Как правило, керны с более высокой проницаемостью имеют более низкие значения водонасыщенности.

При увеличении давления воздуха или увеличении капиллярного давления в керне его водонасыщенность уменьшается точно так же, как это наблюдается в пласте по мере удаления от уровня свободной поверхности воды. Обычно в лабораторной практике для определения капиллярного давления используются вода и воздух. В пластовых же условиях капиллярное давление возникает на границе раздела пластовой воды с природным газом высокого давления. Соотношение капиллярных давлений и поверхностных натяжений на этих границах

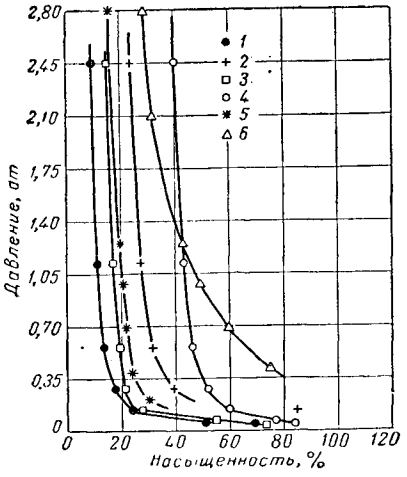


Рис. II. 42. Кривые капиллярного давления.

Кривые	Пористость, %	Проницаемость, мд	Порода
1	22,8	175,0	Песчаник
2	12,8	35,0	»
3	16,4	21,0	»
4	5,3	0,1	»
5	18,8	860,0	Доломит
6	14,7	3,8	»

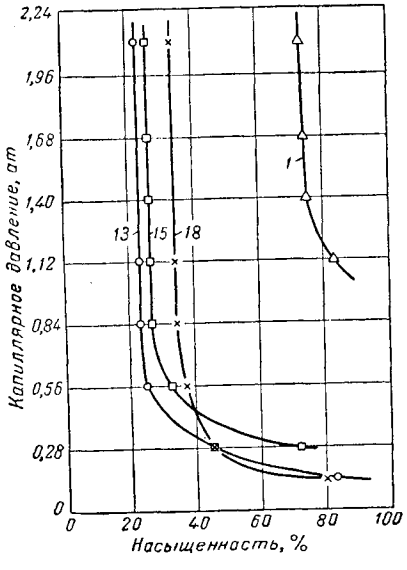


Рис. II. 43. Кривые капиллярного давления для кернов скв. А [II. 68].

Таблица II. 9

Значения водонасыщенности кернов из скв. А

№ керна	Проницаемость, мд	Пористость, %	Высота керна над уровнем свободной поверхности воды, м	Давление, кГ/см²	Водонасыщенность, % от объема пор			
					по методу перегонки (1)	по солености воды (2)	капиллярным методом (3)	разность между (3) и (2)
1	29	17,6	23,8	4,13	89	71	74	+3
2	312	29,3	22,6	3,92	28	23	23	0
3	382	22,3	21,3	3,71	52	37	37	0
4	518	28,1	20,1	3,50	29	34	33	—1
5	250	23,0	18,6	3,29	53	36	38	+2
6	63	16,0	16,5	2,87	73	61	61	0
7	2556	27,2	15,5	2,73	36	28	28	0
8	23	20,0	14,6	2,59	82	59	59	0
9	319	25,7	13,1	2,31	44	32	27	—5
10	1830	31,1	12,2	2,17	19	20	19	—1
11	550	27,1	11,3	2,03	47	44	40	—4
12	1490	27,2	10,7	1,82	44	38	38	0
13	1118	31,0	10,1	1,89	30	25	24	—1
14	1730	32,6	9,8	1,75	27	23	24	+1
15	540	27,9	9,5	1,68	35	29	27	—2
16	1048	28,6	9,1	1,68	36	34	25	—9
17	410	27,5	8,8	1,61	38	37	35	—2
18	1960	27,4	8,5	1,61	33	34	34	0
19	2238	29,8	7,3	1,40	36	34	26	—8
20	1120	30,9	6,7	1,33	32	28	30	+2
Среднее	—	—	—	—	43	36	35	—1,3

Примечание. Данные взяты из [II. 68].

раздела для условий пласта и лаборатории для одного и того же керна равно

$$\frac{p_{c_{пл}}}{p_{c_{лаб}}} = \frac{C\sigma_{пл}\cos\theta_{пл}}{C\sigma_{лаб}\cos\theta_{лаб}},$$

$$p_{c_{пл}} = p_{c_{лаб}}\frac{\sigma_{пл}\cos\theta_{пл}}{\sigma_{лаб}\cos\theta_{лаб}} = \frac{h}{10}\frac{(\rho_ж - \rho_г)_{пл}\,g}{g_c}, \qquad (II.27)$$

где p_c — капиллярное давление; h — высота расположения керна над уровнем свободной поверхности воды в *м*; $\rho_ш$, $\rho_г$ — плотность жидкости и газа в *г/см*³; $g/g_c = 1{,}0$ *г/г* (индексы «пл» и «лаб» относятся соответственно к пластовым и лабораторным условиям).

Например, для керна, отобранного из газового пласта, расположенного в 10 *м* над свободным уровнем контакта газ—вода в пористой среде, потребовалось бы в лаборатории для воспроизведения насыщенности капиллярного давления, равного 1 *ат*,

$$\Delta p = \frac{10 \times 1}{10} = 1\ ат.$$

Торнтон и Маршалл (Thornton and Marschall) [II. 68] вычислили лабораторные значения капиллярных давлений для соответствующего положения кернов над свободным уровнем воды (см. табл. II. 9), предположив, что плотности воды и нефти равны 1,076 и 0,508 *г/см*³ и что давление на уровне свободной поверхности воды равно 0,1 *ат*.

Содержание связанной воды в кернах зависит главным образом от их проницаемости. Важным фактором

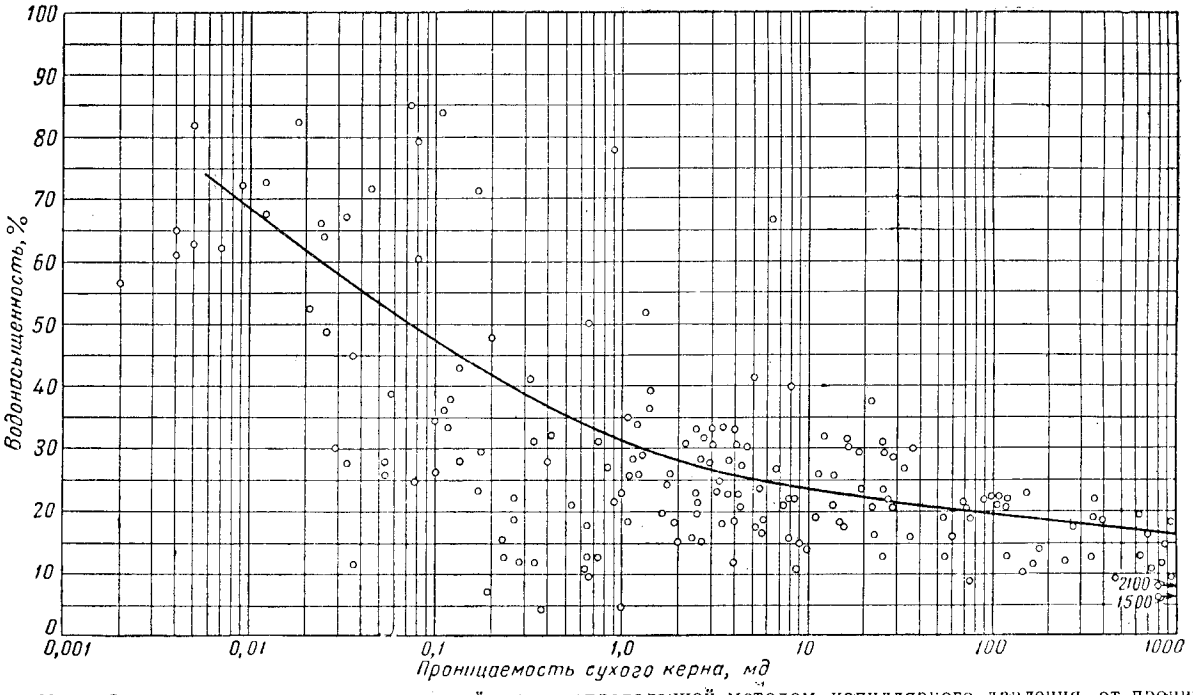


Рис. II. 44. Зависимость содержания связанной воды, определенной методом капиллярного давления, от проницаемости сухого керна [1. 36].

Значения водонасыщенности взяты при давлении воздуха 2,8 *ат*.

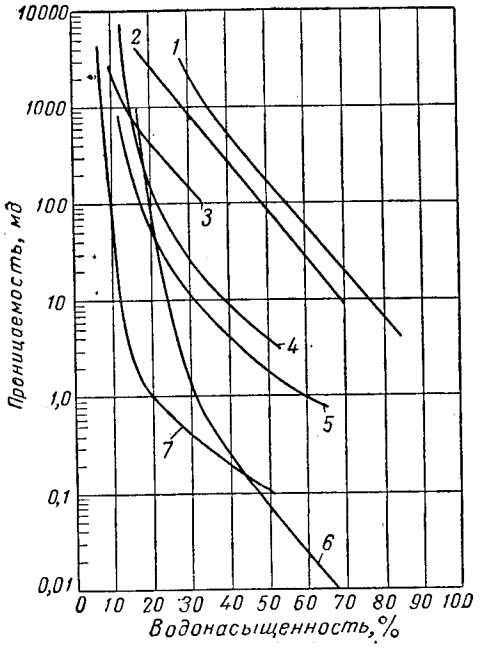


Рис. II. 45. Типичные кривые содержания связанной воды в зависимости от проницаемости.

1 — Анахуак [II. 63]; *2* и *3* — миоцен Луизианы [II. 68]; *4* — Восточный Техас [II. 63]; *5* — песчаник Тенслип II. 70; *6* — доломит Хьюготон [I. 36]; *7* — доломитизированный известняк Ледук [II. 62].

также является структура внутреннего пространства пористой среды.

На рис. II. 44 приведены результаты опытов по определению содержания связанной воды в образцах доломита методом капиллярного давления. Пористость этих кернов представляет собой комбинацию первичной пористости и пористости растворения. В песчаниках содержание связанной воды существенно зависит от количества глинистого материала.

На рис. II. 45 даны типичные кривые зависимости содержания связанной воды от проницаемости пористых сред для различных месторождений. Следует помнить, что кривые, приведенные на этом рисунке, дают усредненные значения связанной воды. Несмотря на то, что разброс точек на этих кривых несколько меньше, чем на графике рис. II. 44, для всех естественных пород этот разброс имеет место. Ричардсон, Перкинс и Особа (Richardson, Perkins and Osoba) [II 59] показали влияние геологического возраста пород на характеристики кернов.

Для определения зависимости капиллярного давления от насыщенности часто применяют центрифугу [II. 34, II. 65, II. 50]. В этом случае центробежные силы, приложенные к жидкости, являются аналогом давления, создаваемого газом. На рис. II. 46 [II. 65] изображен кернодержатель, применяемый в этих экспериментах, а на рис. II. 47 дана зависимость количества воды, вышедшей из керна, от времени для скорости вращения центрифуги, соответствующей давлению воздуха 2,5 *ат*. Обычно опыты проводятся при нескольких выбранных скоростях вращения центрифуги в течение времени, достаточного для получения равновесия, характеризующегося постоянством количества вытесненной из керна жидкости.

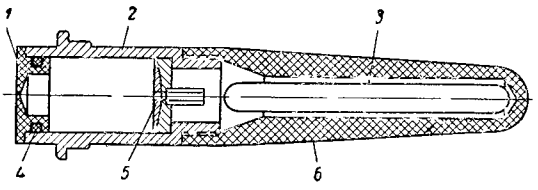


Рис. II. 46. Кернодержатель для определения капиллярного давления с помощью центрифуги [II. 65].

1 — изолирующая крышка; *2* — корпус кернодержателя; *3* — смотровое окно; *4* — уплотнительное кольцо; *5* — опорный диск; *6* — корпус трубки.

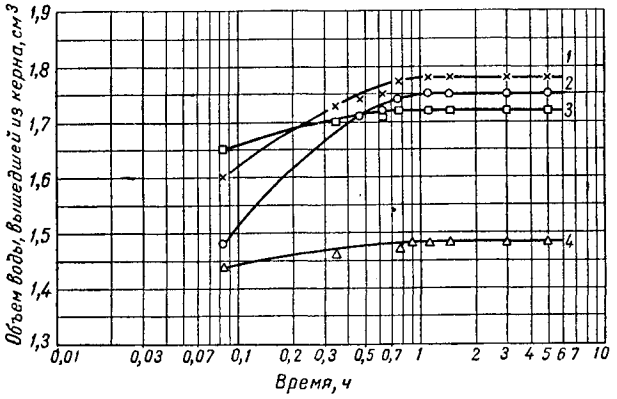


Рис. II. 47. Изменение объема воды, вышедшей из керна, во времени при центрифугировании со скоростью 2300 *об/мин* в системе вода — воздух [II. 65].

1 — K = 1400 *мд*; *2* — K = 1140 *мд*; *3* — K = 2710 *мд*; *4* — K = = 2210 *мд*.

На рис. II. 48, взятом из работы Слобэда, Чамберса и Прина (Slobad, Chambers and Prehn) [II. 65], сравниваются результаты, полученные с помощью центрифуги, с результатами, полученными методом капиллярного давления. В некоторых случаях в качестве вытесняющей фазы используются нефть или другие углеводородные жидкости.

Маркс (Magx) [II. 50] предложил метод определения скорости вращения центрифуги, обеспечивающей вытеснение жидкости из керна в условиях лаборатории, эквивалентное вытеснению в пласте. Капиллярные концевые эффекты для модели и пласта будут одинаковыми, если имеет место соотношение

$$h = \frac{a}{g} h_m, \qquad \text{(II. 28)}$$

где h_m — высота образца, помещенного в центрифугу; h — высота модели или пласта; a — ускорение на центрифуге; g — ускорение силы тяжести.

Когда концевые эффекты значительны, соотношение между временем t для пласта или физической модели

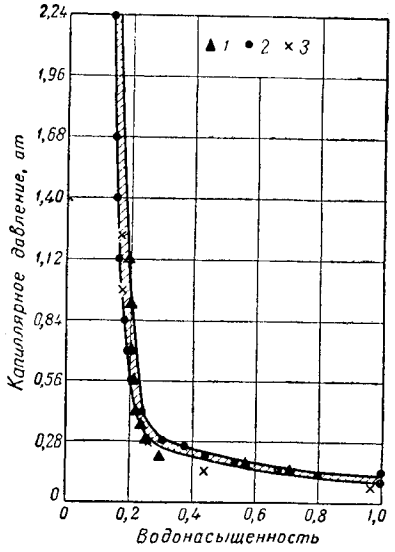


Рис. II. 48. Сравнение кривых капиллярного давления, полученных с помощью центрифуги и обычным капиллярным методом [II. 65]. Образец $K_{возд}$ = 494 *мд*; Ф = 22,5%. Ф = 22,5%.

1 — на центрифуге (1-й опыт); *2* — на центрифуге (2-й опыт); *3* — капиллярным методом.

и временем t_m для центрифугируемого образца может быть получено из выражения

$$t = \left(\frac{a}{g}\right)^2 t_m. \qquad \text{(II. 29)}$$

Маркс показал, что при центрифугировании образца длиной 2,92 *см* со скоростью 525 *об/мин* (расстояние от оси вращения центрифуги до образца равно 16,8 *см*) в моменты времени, связанные соотношением (II. 29), получается та же текущая насыщенность, что и для модели длиной 154 *см*. Отношение времен определяется с помощью формул (II. 28) и (II. 29):

$$\frac{t}{t_m} = \left(\frac{a}{g}\right)^2 = \left(\frac{h}{h_m}\right)^2 = \left(\frac{154}{2{,}92}\right)^2 = 2790.$$

Время, затрачиваемое на центрифугирование, в 2790 раз меньше времени, необходимого для проведения опыта на образце длиной 154 *см*. Скорость вращения центрифуги вычисляется по формуле

$$\frac{a}{g} = 1{,}118 \times 10^{-5} N^2 r, \qquad \text{(II. 30)}$$

где N — скорость вращения центрифуги в *об/мин*; r — средний радиус центрифуги в *см*;

$$N = \sqrt{\frac{154}{2{,}92} \frac{1}{16{,}8 \times 1{,}118 \times 10^{-5}}} = 525 \text{ об/мин}.$$

§ 11. КАПИЛЛЯРНОЕ ДАВЛЕНИЕ

Парселл (Purcell) [II. 56] предложил метод измерения капиллярного давления путем нагнетания в керн ртути. При этом используется аппаратура, подобная изображенной на рис. II. 7. Соотношение между капиллярными давлениями на границах раздела ртуть—воздух и вода—воздух равно

$$\frac{\text{капиллярное давление ртуть — воздух}}{\text{капиллярное давление вода — воздух}} = \frac{-480\cos 140^\circ}{70\cos 0^\circ} = 5. \qquad \text{(II. 31)}$$

Таким образом, если давление ртути при вытеснении воздуха ртутью в 5 раз больше давления воздуха при вытеснении воды воздухом, то насыщенность кернов соответствующими фазами (воздухом в первом случае и водой во втором случае) может быть одинаковой, как это видно из рис. II. 49 [II. 56]. Преимуществами этого метода являются быстрота проведения эксперимента и возможность создания высоких давлений. Кроме того, он может быть применен для определения капиллярного давления по обломкам и небольшим кусочкам керна. По кривой, соответствующей нагнетанию ртути, может быть рассчитана проницаемость керна по следующей формуле:

$$K = 0{,}66\, C\Phi \int_{S=0}^{S=100} \frac{dS}{p_c^2}, \qquad \text{(II. 32)}$$

где K — проницаемость в *мд*; C — коэффициент, зависящий от характера породы (для пласта Полакси равен 0,216, для верхнего песчаника); Φ — пористость в %; S — насыщенность в %; p_c — капиллярное давление, измеряемое по давлению нагнетаемой ртути, в *ат*.

Коэффициент C может быть определен по стандартному образцу породы и затем использован для работы на небольших кусочках той же породы.

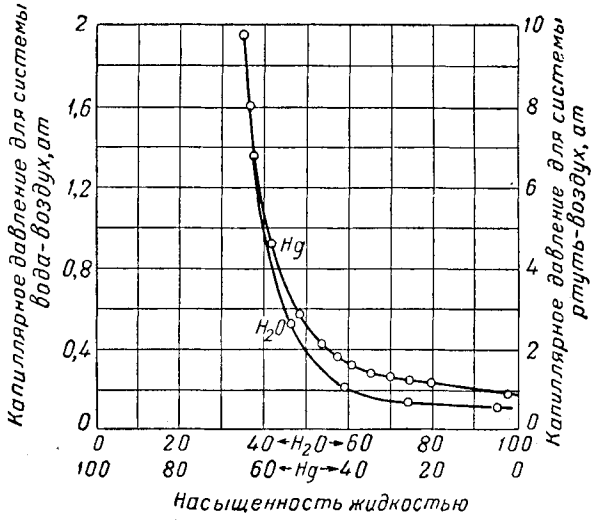


Рис. II. 49. Сравнение кривых капиллярного давления для систем ртуть — воздух и вода — воздух [II. 56].

Песчаник Фрио; $K = 170$ *мд*, $\Phi = 26$ %.

§ 12. СООТНОШЕНИЕ МЕЖДУ КОЭФФИЦИЕНТОМ ЭЛЕКТРОСОПРОТИВЛЕНИЯ ПОРОДЫ, КАПИЛЛЯРНЫМ ДАВЛЕНИЕМ И ПРОНИЦАЕМОСТЬЮ

Возможность существования функциональной связи между коэффициентом электросопротивления, капиллярным давлением и проницаемостью обусловлена тем, что все эти величины определяются размерами пор и структурой порового пространства. Коэффициент электросопротивления породы связан с эффективной длиной пор, а капиллярное давление является функцией распределения пор по размерам. Поэтому эти величины могут быть использованы для определения проницаемости, которая в свою очередь зависит как от длины, так и от диаметра пор. Подобное соотношение особенно необходимо в случае, когда испытывается недостаток в данных по проницаемости и когда имеются небольшие обломки интересующей нас породы.

Закон Пуазейля для течения вязкой жидкости по капиллярам дается в виде

$$v_e = \frac{g_c D_e^2 (-\Delta p_f)}{32\, L_e \mu}, \qquad \text{(II. 33)}$$

где v_e — эффективная скорость в поровом канале; D_e — эффективный диаметр порового канала; Δp_f — перепад давления; L_e — эффективная длина порового канала; μ — вязкость жидкости.

Эффективная площадь потока при течении жидкости будет той же, что и эффективная площадь при течении через образец электрического тока. Карман (Carman) [II. 18] выражает эффективную скорость в виде

$$v_e = \frac{vL_e}{\Phi L}, \qquad \text{(II. 34)}$$

где v — скорость, измеренная на основании общих размеров образца породы.

Необходимо отметить, что существует менее точная формула для определения эффективной скорости, которая широко применялась как до, так и после появления работы Кармана. Дюпюи предположил, что $v_e = \frac{v}{\Phi}$ [II. 18].

Неизвестные величины D_e, v_e и L_e могут быть исключены из закона Пуазейля, если вместо них подставить их значения из формул (II. 18), (II. 34), (II. 25), тогда

$$v = \frac{(\sigma\cos\theta)^2 (-\Delta p_f)}{2\mu FLg_c p_c^2}. \qquad \text{(II. 35)}$$

Таким образом, скорость течения через поровые каналы, в которых капиллярное давление равно p_c, дается уравнением (II. 35). Доля пор такого размера от всего количества пор составляет $d\Phi$. Объемная скорость течения жидкости или газа через эти поры

$$dQ = vAd\Phi = \frac{(\sigma \cos\theta)^2 (-\Delta p_f) A}{2\mu FLp_c^2 g_c} d\Phi, \qquad \text{(II. 36)}$$

где A — площадь поперечного сечения образца.

При интегрировании уравнения (II. 36) получим общую скорость движения по порам всех размеров. При этом следует помнить, что p_c зависит от насыщенности или от Φ в соответствии с кривой капиллярного давления:

$$Q = \frac{(\sigma \cos\theta)^2 (-\Delta p_f) A}{2\mu FLg_c} \int_0^{\Phi} \frac{d\Phi}{p_c^2}. \qquad \text{(II. 37)}$$

Обычно для определения численного значения интеграла требуется графическое интегрирование.

Сопоставляя выражение (II. 37) с законом Дарси, представленным уравнением (II. 2), можно определить проницаемость:

$$K = \frac{(\sigma \cos\theta)^2}{2Fg_c} \int_0^{\Phi} \frac{d\Phi}{p_c^2}. \qquad \text{(II. 38)}$$

Если K выражено в миллидарси, σ в *дин/см*, пористость в долях единицы и давление в атмосферах, то уравнение (II. 38) примет вид:

$$K = \frac{0{,}0494 (\sigma \cos\theta)^2}{F} \int_0^{\Phi} \frac{d\Phi}{p_c^2}. \qquad \text{(II. 39)}$$

§ 13. ДВУХФАЗНОЕ ТЕЧЕНИЕ. ОТНОСИТЕЛЬНАЯ ПРОНИЦАЕМОСТЬ

При добыче нефти из пласта в пористой среде происходит одновременное течение нефти и газа. При разработке газовых пластов вместе с газом движутся конденсат и вода. Простейший способ изучения двухфазного течения состоит в рассмотрении движения данной фазы в условиях двухфазного потока по сравнению с движением в случае, если эта фаза полностью насыщает поровое пространство. Отношение проницаемости породы для одной из фаз при двухфазном течении к проницаемости породы для этой же фазы при однофазном потоке называется относительной проницаемостью.

Изучению совместного течения в пористой среде двух и более фаз посвящено большое количество исследований [II. 8, II. 11, II. 12, II. 32, II. 45, II. 46, II. 48, II. 52, II. 53, II. 54, II. 58, II. 61, II. 74]. В данном разделе лишь кратко рассматривается этот вопрос.

Рассмотрим одновременное течение двух фаз в образце пористой среды (рис. II. 50). При фильтрации жидкости в пористой среде, полностью насыщенной этой жидкостью, определяется проницаемость $K_ж$ этой среды для данной жидкости. При совместном течении в пористой среде газа и жидкости (воды или нефти) для вычисления проницаемости среды для каждой из фаз используются соответственно и фазовые скорости. Деление этих фазовых проницаемостей на $K_ж$ дает значение относительных проницаемостей.

Основным фактором, от которого зависят относительные проницаемости, является насыщенность порового пространства фильтрующимися фазами. На рис. II. 51 представлены типичные кривые относительных проницаемостей для газа и жидкости, одновременно фильтрующихся через сцементированные и несцементированные

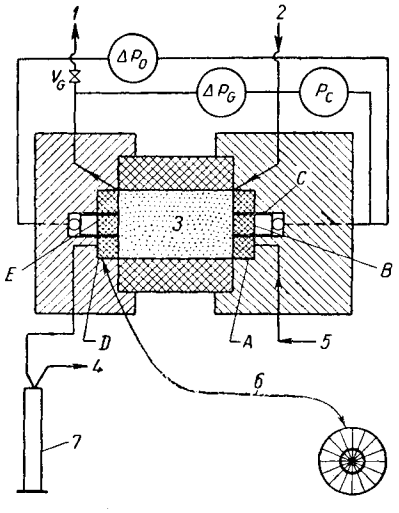


Рис. II. 50. Схема прибора для изучения двухфазного течения [II. 54].

1 — выход газа; *2* — вход газа; *3* — керн; *4* — в атмосферу; *5* — вход нефти; *6* — фарфоровая пластинка; *7* — мерный цилиндр.

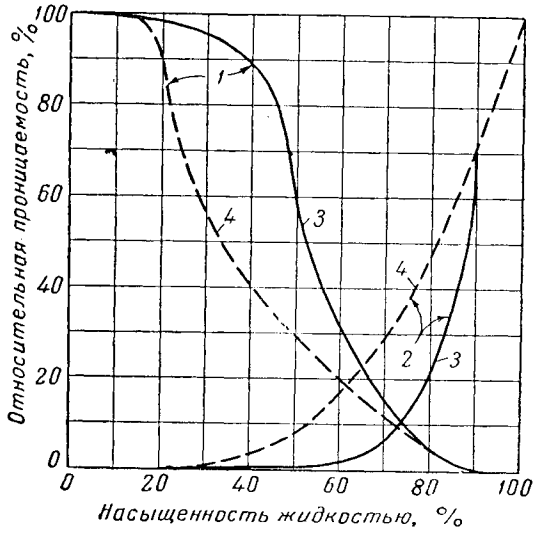


Рис. II. 51. Кривые относительных проницаемостей для сцементированных и несцементированных песков [II. 8].

1 — газ; *2* — жидкость; *3* — сцементированный; *4* — несцементированный песок.

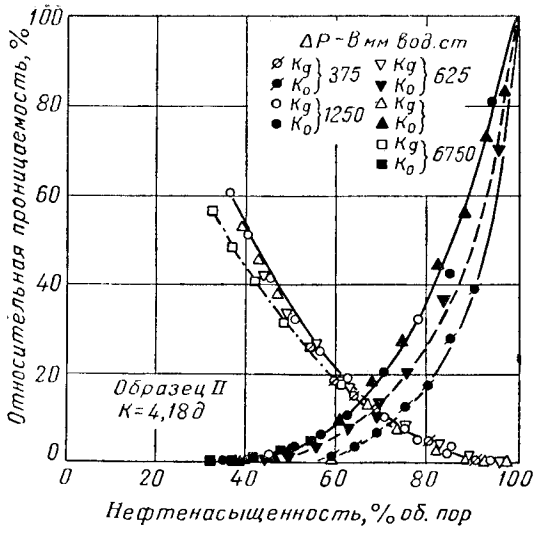


Рис. II. 52. Кривые относительной проницаемости при вытеснении нефти газом при разных перепадах давления [II. 54].

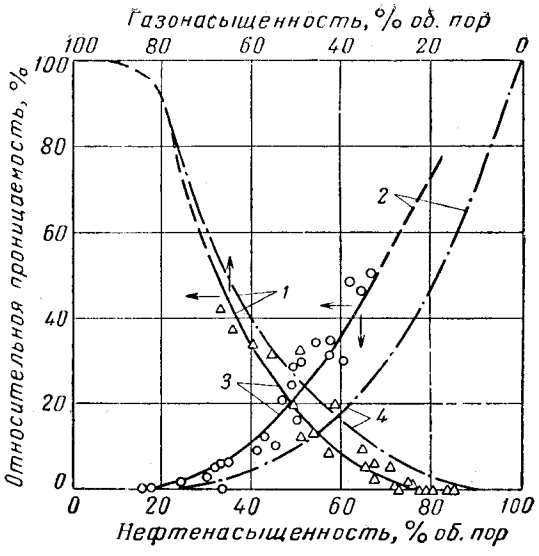


Рис. II. 53. Кривые относительной проницаемости при наличии и при отсутствии связанной воды [II. 48].

1 — газ; *2* — нефть; 3 — 15—25 % связанной воды; *4* — без связанной воды.

песчаники. Из этих кривых видно, что газ не будет двигаться до тех пор, пока газонасыщенность не достигнет величины порядка 10—15%. Насыщенность жидкостью порового пространства, при которой жидкость остается еще неподвижной, составляет 30—45%. Обычно сумма относительных проницаемостей, соответствующих определенному значению насыщенности, значительно меньше 100%.

Из других важных факторов, влияющих на величины относительных проницаемостей, следует указать на характер пористой среды, свойства самих фаз и градиент давления. Из рис. II. 52 можно заметить, что увеличение перепада давления приводит к уменьшению насыщенности керна вытесняемой жидкостью [1]. Брауэллом (Browell) и Катцем (Katz) был предложен независимый метод трактовки двухфазного течения, вносящий ясность в вопрос о влиянии перепада давления на остаточную насыщенность пористой среды жидкостью [II. 10]. Влияние третьей фазы показано на рис. II. 53 [II. 48].

Фатт (Fatt) [II. 28] предложил сетчатую модель связанных между собой трубок разных радиусов. Эту модель он использовал для исследования кривых капиллярного давления и для объяснения явления относительной проницаемости.

§ 14. РАСПРЕДЕЛЕНИЕ ПОРИСТОСТИ И ПРОНИЦАЕМОСТИ

Балнес (Bulnes) [II. 13] использовал статистические методы обработки данных анализа кернов доломитизированного известняка Фуллертон. Для любого интервала значений пористости имеется определенное возможное распределение проницаемости, как это показано на рис. II. 54. На рис. II. 55 представлена кривая, выражающая зависимость вероятной проницаемости, превышающей 1 *мд*, от пористости доломитизированного известняка Фуллертон. Подобные методы анализа кернового материала дают более полную оценку продуктивного порового пространства пласта.

Метод оценки пористости по обломкам породы путем исследования как этих обломков, так и образцов породы был разработан Катцем, Тарнером, Гриммом, Еланбасом

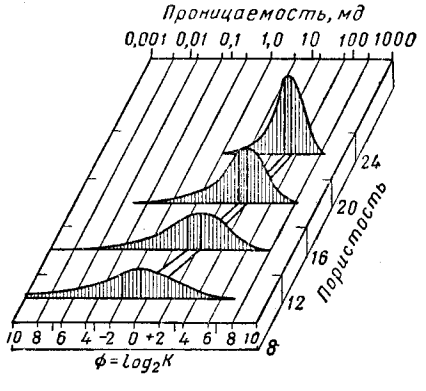


Рис. II. 54. Распределение проницаемости в зависимости от пористости для кернов Вессон [II. 13].

[1] Приведенные величины относительных проницаемостей получены из предположения, что для движения каждой из фаз справедлив закон Дарси. При исследовании с разными перепадами давления и при нарушении закона Дарси относительная проницаемость будет изменяться иначе, чем это следует из рис. II. 51 и II. 52. В этом случае при малых насыщенностях отмечается увеличение относительной проницаемости при одновременном росте коэффициента β в уравнении (II.10). — *Прим. ред.*

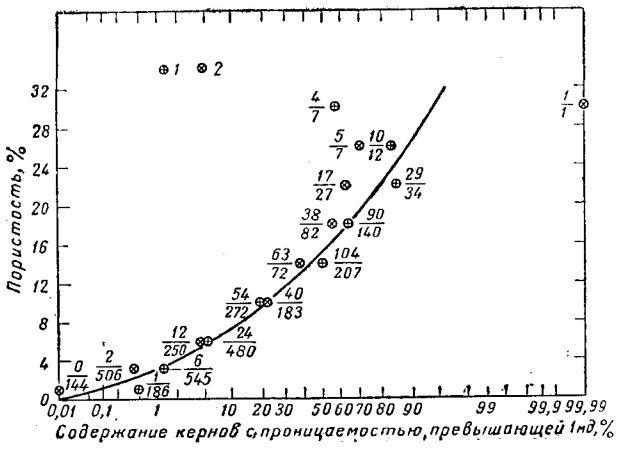


Рис. II. 55. Процентное содержание кернов с проницаемостью, превышающей I *мд*, для доломитизированного известняка Фуллертон [II. 13].

1 — вторая зона (1883 анализа кернов); *2* — третья зона (1372 анализа кернов).

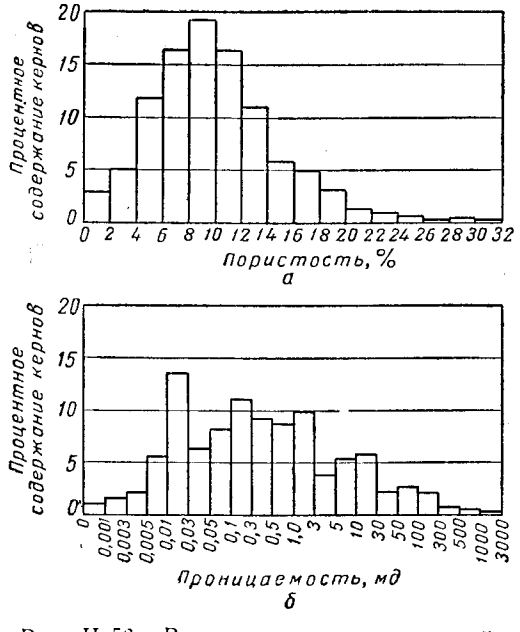


Рис. II. 56. Распределение пористости и проницаемости для образцов доломита [II. 41].

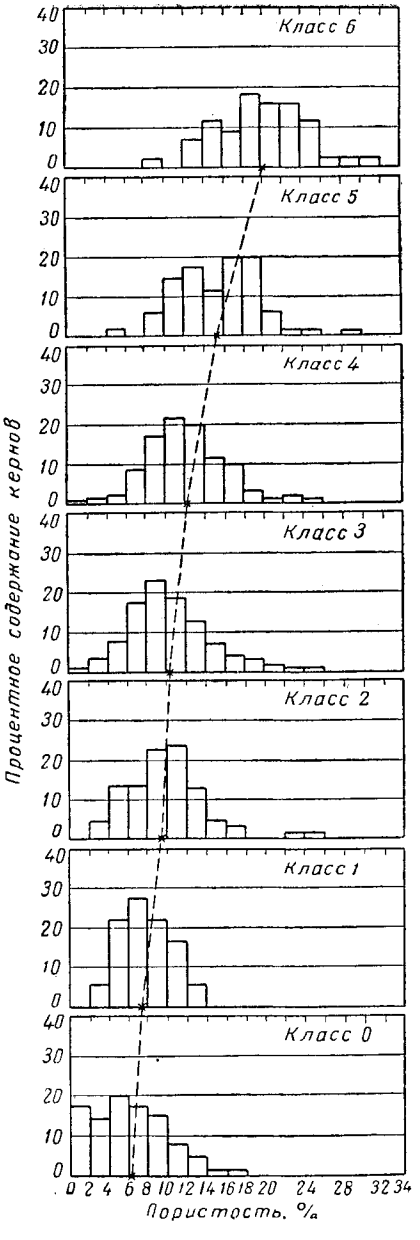


Рис. II. 57. Распределение пористости кернов по классам [II. 36].

и Вери [I. 36]. Этот метод основан на анализе кернового материала нескольких сотен скважин, пробуренных на доломит Хьюготон. Все керны были разбиты геологами на шесть классов, и каждый керн исследовался с точки зрения его классификации по этой шкале. Для каждого керна были измерены значения пористости и проницаемости, общая закономерность распределения которых показана на рис. II. 56.

Распределение пористости для образцов различных классов приведено на рис. II. 57. Кроме того, был установлен нижний предел проницаемости, равный 0,03 *мд*, при котором породу еще можно было считать продуктивной. Далее на диаграммах распределения образцов по пористости для всех типов определены значения нижнего предела пористости, при котором порода была продуктивная. Анализ этих керновых данных позволил пользоваться данными пористости мелких обломков наравне с обычными кернами.

Изучение распределения пор по размерам [II. 12, II. 14] несколько проливает свет на природу пор и их способность содержать промышленную нефть. Интерпретация данных исследования кернов с целью предсказания добычи нефти включает, помимо определения пористости и проницаемости, также и определение их насыщенности [II. 24].

§ 15. ПЛАСТОВЫЕ ВОДЫ

Пористые среды содержат воду (в различной степени минерализованную) независимо от того, присутствуют в них нефть и газ или нет. Наиболее распространенным компонентом в пластовых водах является хлористый натрий, особенно для пород, отложение которых происходило в морской воде. Состав первоначальной связанной воды в пористой среде обычно впоследствии изменяется, что вызывается отложением солей, приносимых грунтовыми водами. Пласты, имеющие непосредственную связь с поверхностью земли, могут содержать пресную воду. Высокоминерализованные пластовые воды приурочены к пластам, залегающим вблизи пород, содержащих растворимые соли [II. 66, II. 38]. В табл. II. 10 приведены результаты анализа вод пласта Фрио по данным Джессена и Польшаусена [II. 38].

Стифф предложил метод, позволяющий наглядно сравнивать результаты анализа различных вод [II. 66]. Метод заключается в нанесении миллиэквивалентов основных ионов, положительных ионов влево, а отрицательных вправо, как показано на рис. II. 58. Сходные по составу воды будут иметь сходные по виду диаграммы, что облегчает их распознавание.

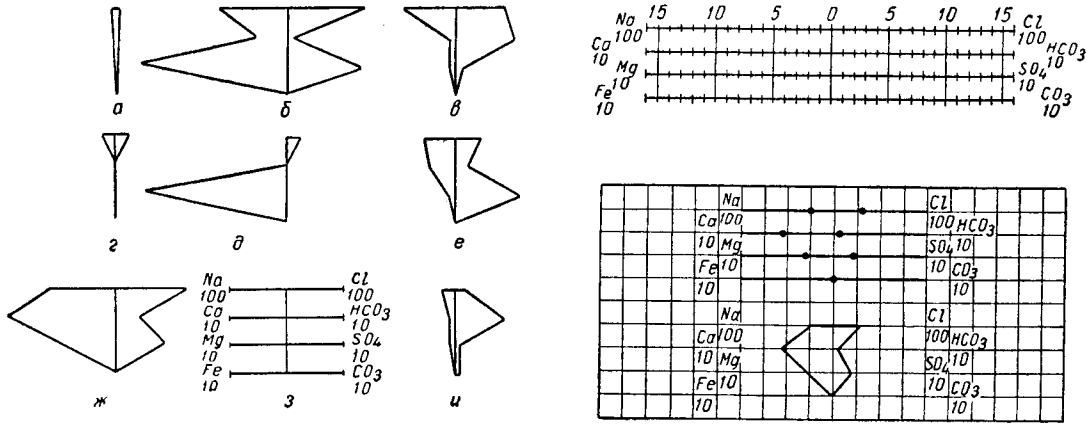


Рис. II. 58. Графическое изображение анализа пластовых вод [II. 66].

а — пресная вода; *б* — морская вода; *в* — пластовая вода (Вайтмер), промысел Нил, Луизиана; *е* — пластовая вода (Палакси), промысел Сульфур Блафф, Техас, *д* — 0,1 н. $MgCl_2$; *г* — 0,1 н. $NaCl$; *ж* — пластовая вода (Арбакл), промысел Блюмер, Канзас; *з* — шкала $\frac{мг = экв}{л}$; и — пластовая вода (Лома Нова), промысел Севен Систерс, Техас.

Таблица II.10

Химический анализ вод пласта Фрио

Скважина	Месторождение	Глубина, *м*	Кровля пласта, *м*	Расстояние от кровли пласта, *м*	Химический состав, %						№ пп.
					Na^+	Ca^{++}	Mg^{++}	Cl^-	SO_4^-	HCO_3^-	
Округ Старр											
№ 5 Мак-Кинней	Сан	1258—1260	777±	483	1,3802	0,1656	0,0073	2,4244	0,0018	0,0214	1
№ I Реквинес	Н. Сан	1416—1420	1037±	383	1,3819	0,2444	0,0058	2,5896	0,0053	0,0116	2
№ 2 Вила	Бойл	786—790	488±	302	1,1921	0,0344	0,0090	1,8764	Нет	0,0842	3
№ 1 Хелл Стейт	Н. Ринсон	1060—1062	702±	362	0,7395	0,1268	0,0050	1,2696	0,1400	0,0110	4
№ 1 Хелл Стейт	Н. Ринсон	1407—1409	702±	707	1,0707	0,0933	0,0078	1,7923	0,0445	0,0078	5
№ 1 Л. Спир	Развед. скв. . . .	1648—1658	838±	819	1,4249	0,1842	0,0082	2,5049	0,0130	0,0561	6
Округ Клиберг											
№ 1 Марк	Развед. скв. . . .	1591—1598	1157	465	1,3756	0,2400	0,0024	2,5300	0,0160	0,0201	7
№ 3 Кинг Ранч Кабеза	Силигсон	1430	1222	209	0,8257	0,0738	0,0035	1,4000	0,0111	0,0128	8
№ 7 Кабеза	Силигсон	1734—1736	1227	511	1,0634	0,1590	0,0010	1,9000	0,0054	0,0384	9
№ 31 Кинг Ранч Песо Анчо	Стратон	2034	1285	748	0,5809	0,0195	0,0018	0,8750	Нет	0,1068	10
№ 1 Кинг Ранч Аррайо	Стратон	1882—1896	1303	594	2,5551	0,8168	0,0234	5,4500	»	0,0201	11

Скважина	Месторождение	Глубина, м	Кровля пласта, м	Расстояние от кровли пласта, м	Химический состав, %						№ пп.
					Na^+	Ca^{++}	Mg^{++}	Cl^-	SO_4^-	HCO_3^-	
Округ Ньюекс											
№ 1 Айсенси	Развед. скв. . . .	1820—1824	1415	410	1,9481	0,2148	0,0091	3,4050	0,0030	0,0140	12
№ 1 Вебб	Флоур Блафф . .	2036	1963	134	2,5716	0,1026	0,0241	4,1700	0,0020	0,0805	13
Округ Сан Патрицио											
№ 2 В. Е. Кирк	Е. Уайт Пойнт . .	1727—1730	1570±	160	2,9282	0,2925	0,0589	5,1783	Нет	0,0148	14
Округ Рифуджио											
№ 1 О'Коннер	О'Коннер	1440	1130±	309	2,4402	0,2345	0,0410	4,2900	Нет	0,0110	15
№ 2 О'Коннер	О'Коннер	1367—1368	1130±	239	2,4812	0,2022	0,0253	4,2500	Следы	0,0122	16
№ 2 О'Коннер	О'Коннер	1523—1528	1130±	399	2,5900	0,1034	0,0115	4,2000	Нет	0,0256	17
№ А—4 О'Коннер	О'Коннер	1530	1479±	50	2,5217	0,1454	0,0218	4,2000	»	0,0244	18
№ 2 Ф. Херд	Грета	1666	1365	300	2,7758	0,0626	0,0195	4,4000	»	0,0519	19
Округ Калхаун											
Из резервуарного парка	Хейсер	1662	1585	77	2,4154	0,0984	0,0225	3,9500	Нет	0,0311	20
Округ Джексон											
№ 1 Иссексон	Разведочная . . .	1400—1404	1390	101	2,1271	0,1832	0,0093	3,6200	Нет	0,0262	21
№ 1 Иссексон	Разведочная . . .	1662—1663	1390	274	1,8229	0,1052	0,0068	3,0000	0,0006	0,0344	22
№ 4 М. Бранч	Генедо	2024—2025	1539	485	2,3319	0,0652	0,0123	3,7250	Нет	0,0442	23
№ 1 Спесек	В. Генедо	1668—1675	1518	159	2,3290	0,0934	0,0232	3,8000	0,0015	0,0488	24
№ 2 Эдвардс	Маурбро	1592—1595	1588	11,5	2,3616	0,1314	0,0307	3,9500	Нет	0,0305	25
№ В-1 Фор Вей Ранч	Н. Ла Ворд . . .	1594	1590	5,5	2,1598	0,1680	0,0119	3,8000	»	0,0183	26
№ А-20 М. Ранч	Лолита	1950—1951	1602	349	2,5643	0,0900	0,0170	4,1500	0,0012	0,0293	27
Округ Вартон											
№ 5 Кокбарн	Магнет	1688	1674	14	3,0583	0,2352	0,0376	5,2000	Следы	0,0817	28
№ 1 Миллер	Луиз	1772—2080	1570	513	1,9957	0,0870	0,0109	3,2400	»	0,0390	29
№ 1 Из резервуарного парка	Пикет Ридж . . .	1678	1617±	61±	2,3100	0,2660	0,0220	4,1000	Нет	0,0290	30
Округ Матагорда											
№ 1 Шмидт	Хамен	2502	2476	26	3,4965	0,4350	0,0450	6,2800	0,0101	0,0098	31
№ 1 Юнит	Бакей	2414	2350	64±	1,9780	0,0896	0,0174	3,1636	0,0050	0,1647	32
	Лаки	2608—2610	2409	201	1,6968	0,0244	0,0059	2,6053	0,0051	0,1198	33
	Лаки	2722—2723	2409	313	0,4616	0,0064	0,0028	0,6560	0,0112	0,1159	34
	Лаки	2866—2867	2409	397	0,6424	0,0052	0,0051	0,9042	0,0066	0,1824	35
Округ Бразория											
№ 1 Д. О. Эванс	Олд Оушен . . .	3080—3085	2683±	402	—	—	—	1,4600	—	—	36
№ 1 Мак Кинней	Олд Оушен . . .	3085—3090	—	408	—	—	—	1,8100	—	—	37
№ 1 Д. В. Рейнольдс	Олд Оушен . . .	3080—3086	—	403	1,0750	0,0333	0,0021	1,6450	Следы	0,1348	38
	Олд Оушен . . .	2963—2967	2683±	284	1,0779	0,0098	0,0021	1,5769	0,0060	0,1815	39
	Олд Оушен . . .	3088—3091		409	1,4155	0,0137	0,0064	2,1276	0,0151	0,1507	40
	Олд Оушен . . .	3068—3092		410	0,7180	0,0024	0,0017	0,9928	0,0256	0,1808	41
№ 1 Андреу	Чоколейт Байоу .	3480	2700	780	2,9170	0,2244	0,0360	4,9951	0,0037	0,0580	42
№ С-1 Блекли	Денбари	2015—2020	1989±	31±	1,6625	0,0638	0,0112	2,6500	0,0075	0,0976	43
№ В-1 Моллер	Денбари	1730	1708±	22±	2,7400	0,1104	0,0029	4,3800	Нет	0,0921	44
№ 1 Меттлер	Англетон	3227—3229	2714±	482	1,7581	0,1688	0,0063	2,9800	»	0,0854	45
№ 16 С. Браун .	Хастингс	1867	1757	110	3,8852	0,1804	0,0322	6,4000	»	0,0183	46
№ 1 М. Мак Фарленд	Пледжер	2073±	2000	46±	0,6890	0,0253	0,0072	1,0900	»	0,0665	47
	Сенди Поинт . . .	1980—1981	1972	9	3,6262	0,1808	0,0338	5,9927	0,0069	0,0244	48
	Сенди Поинт . . .	1978—1982	1972	10	3,8899	0,2005	0,0368	6,4537	0,0037	0,0104	49

Примечание. Данные взяты из [II.38].

ГЛАВА III

ФАЗОВОЕ СОСТОЯНИЕ ПРИРОДНЫХ ГАЗОВЫХ СИСТЕМ

Под термином «природный газ» подразумевают смесь летучих углеводородов и углеводородов, находящихся в газовой фазе. Когда говорят о сжиженном природном газе, то выражение «природный газ» относится к компонентам в смеси [1]. Когда говорят о газовой шапке в пласте, то имеют в виду углеводороды, находящиеся в газовой фазе над нефтью. В этом случае газовая фаза может содержать молекулы некоторых углеводородов, существующих в обычных условиях в виде высококипящих жидкостей [2].

Процесс испарения жидкостей, происходящий в результате увеличения давления, создаваемого газом, — явление, обычное для условий нефтяных месторождений. Знание фазового состояния углеводородных смесей необходимо для правильного подхода к использованию природных углеводородных систем газ — жидкость. Цель изучения фазового поведения смесей состоит в том, чтобы, зная состав смеси, иметь возможность предвидеть количественные соотношения жидкой и газовой фаз, находящихся в равновесии, при любых значениях давления и температуры. Правильное представление о поведении индивидуальных углеводородов помогает предсказать свойства вещества, находящегося в однофазном состоянии. Знание природы простых смесей облегчает изучение поведения более сложных систем, к числу которых относятся природные газы.

§ 1. ИНДИВИДУАЛЬНЫЕ ВЕЩЕСТВА. УПРУГОСТЬ ПАРОВ

Индивидуальные вещества в зависимости от температуры и давления могут находиться в парообразном, жидком или твердом состоянии. Если вещество находится в однофазном состоянии, то его объем V будет определяться температурой вещества T и давлением p. На рис. III. 1 [III. 66] дано соотношение pVT для индивидуального вещества в пространственной системе координат. Фазовое состояние вещества на этом рисунке изображается поверхностями среза. Вследствие того, что пользоваться такими пространственными диаграммами более сложно, чем двухразмерными, обычно при изучении фазового состояния компонентов природного газа применяют графики зависимости давление — объем (проекция диаграммы рис. III. 1 на плоскость с осями давление — объем) при постоянной температуре (рис. III.3) и давление — температура (рис. III. 2) при постоянном объеме.

Условия, при которых в одно и то же время часть вещества может существовать в газообразном, а часть в жидком состоянии, выделены на рис. III. 1 площадью $HbCdI$. Линии, проведенные внутри этой площади, параллельны плоскости основания диаграммы, поэтому проекции линий CbH или CdI на плоскость с координатами давление — температура обращаются в одну кривую (HC на рис. III. 2), известную как кривая давле-

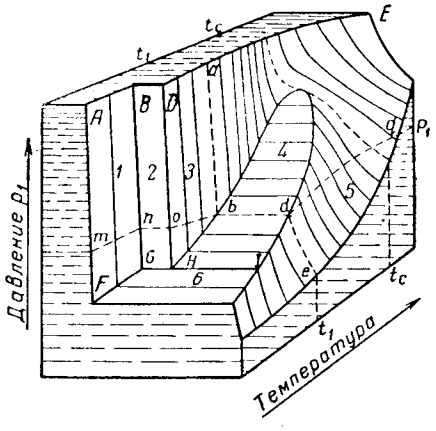


Рис. III. 1. Пространственная диаграмма давление — объем — температура для индивидуального вещества [III. 66].

1 — твердое состояние; *2* — твердое состояние + жидкость; *3* — жидкость; *4* — жидкость + пар; *5* — пар; *6* — твердое состояние + пар.

[1] Здесь речь идет об американской терминологии. — *Прим. ред.*

[2] Эти же углеводороды содержатся в конденсатных газах и в очень небольших количествах в обычных природных газах. — *Прим. ред.*

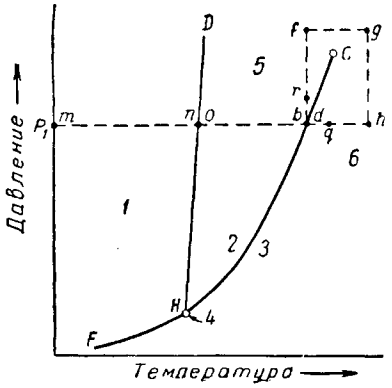


Рис. III. 2. Диаграмма давление — температура.

1 — твердое состояние; *2* — жидкость; *3* — пар; *4* — тройная точка; *5* — сжатая жидкость; *6* — перегретый пар или газ.

ния насыщенного пара. Поверхность, соответствующая одновременному существованию вещества в жидком и твердом состоянии, *BDHG* проектируется на рис. III. 2 в виде линии *HD*, а одновременного существования твердого тела и газа — в виде линии *HF*. Рассмотрим состояния, через которые пройдет метан, если его температура будет увеличиваться при постоянном давлении p_1 (рис. III. 1). В точке *m* метан будет находиться в твердом состоянии. В точке *n* начинает образовываться жидкость, и при подведении тепла при постоянной температуре и давлении метан превращается полностью в жидкость в точке *O*. Дальнейшее повышение температуры сопровождается уменьшением плотности жидкой фазы до точки *b*, в которой начинается испарение метана. Процесс испарения происходит при постоянной температуре и кончается в точке *d*, когда вся жидкость переходит в газообразное состояние. Дальнейший подъем температуры между *d* и *g* приводит лишь к увеличению объема метана без каких-либо фазовых изменений.

В точке *H* одновременно существуют все три фазы. При этом индивидуальный компонент может находиться в равновесном трехфазном состоянии только при значениях давления и температуры, соответствующих этой точке.

Линии, соответствующие постоянной температуре (такие, как *abde* на рис. III. 1), могут быть нанесены как изотермы (рис. III 3) на графике, выражающем зависимость объема от давления. Данные изменения плотности насыщенных фаз (представляющие величины, обратные удельным объемам) приведены на рис. III. 4. Необходимо отметить, что при увеличении температуры удельный объем жидкой фазы увеличивается (плотность уменьшается), а объем газообразной фазы, наоборот, уменьшается (плотность растет), причем в критической точке *C* их удельные объемы и плотности становятся одинаковыми. В точке, соответствующей критической температуре и критическому давлению, становятся одинаковыми и все другие свойства обеих фаз.

Если на графике рис. III. 4 провести линию среднего значения плотностей насыщенного жидкостью газа и насыщенной газом жидкости, то эта линия пересечет кривую плотности в критической точке. Этот факт известен под названием правила прямолинейного диаметра, а методика предложена Кайлететом и Матиасом (Cailletet and Mathias) в 1886 г. [III. 12]. Изучение явления и обзор свойств углеводородов в критической точке сделаны Кобе и Линном (Kobe and Lynn) [III. 38].

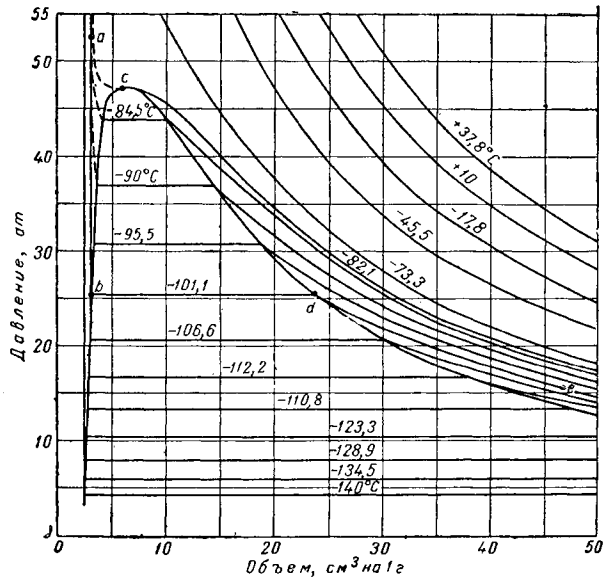


Рис. III. 3. Диаграмма давление — объем для метана [III. 42].

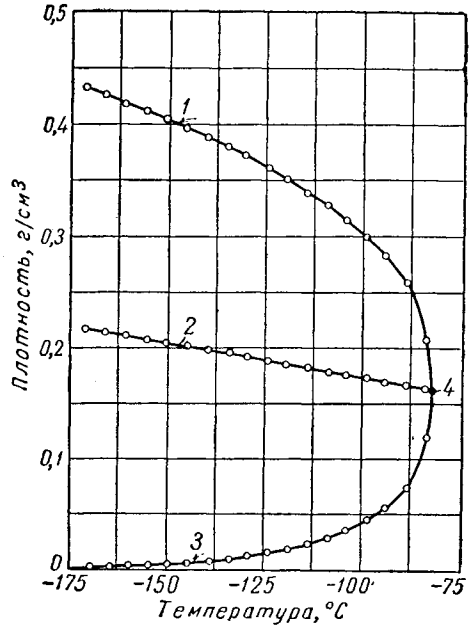


Рис. III. 4. Ортобарическая плотность метана [III. 37].

1 — насыщенная жидкость; *2* — средняя плотность; *3* — насыщенный пар; *4* — критическая точка.

Наиболее важные свойства индивидуальных веществ выражаются кривой упругости пара, представляющей зависимость температуры кипения от давления. Индивидуальные углеводороды встречаются в различных технологических процессах или в лабораторных исследованиях, поэтому необходимо знать характер кривых упругости пара. На рис. III. 5 и III. 8 приведены кривые упругости пара различных легких углеводородов, встречающихся в газовой промышленности.

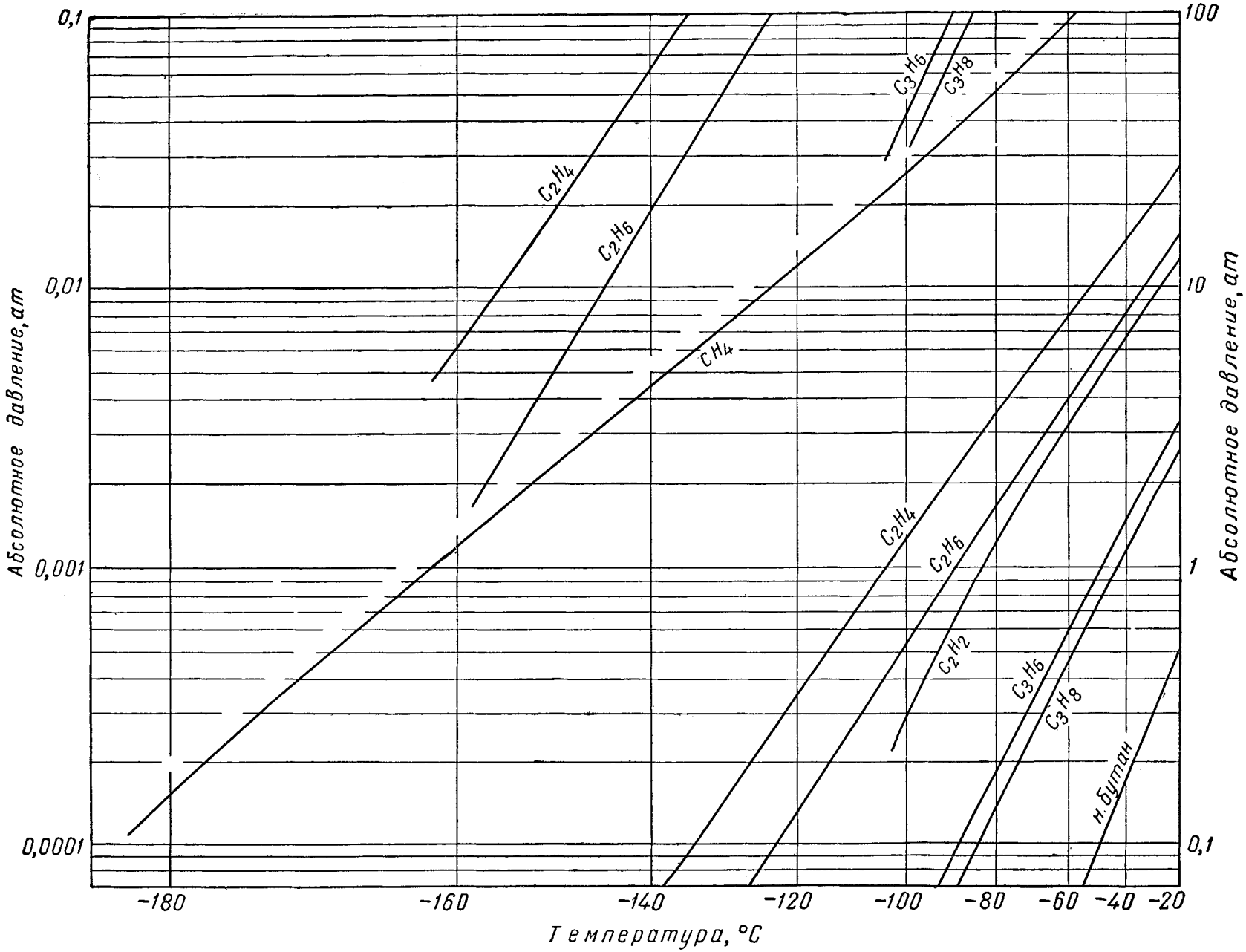


Рис. III. 7. Упругость паров для газов при низких температурах.

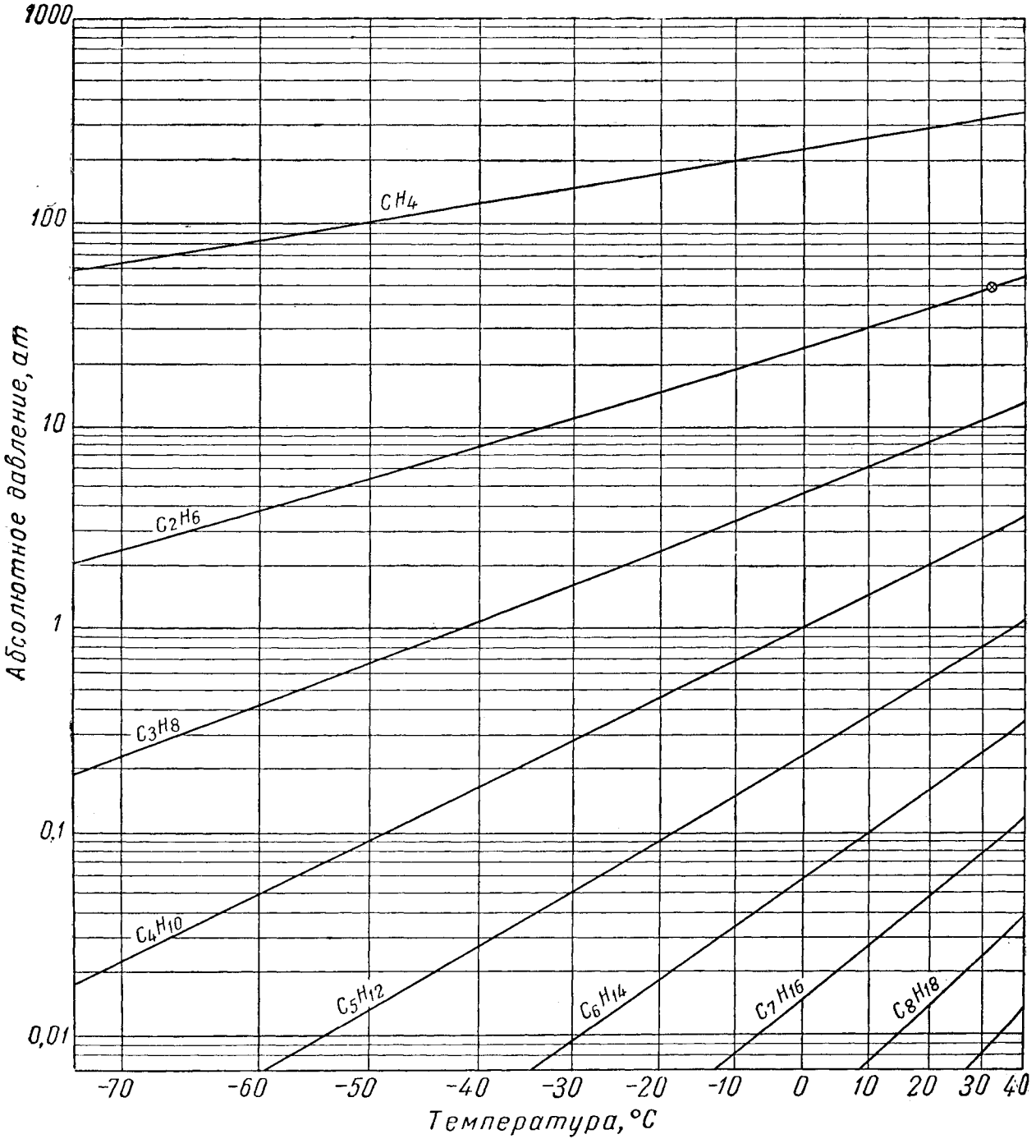
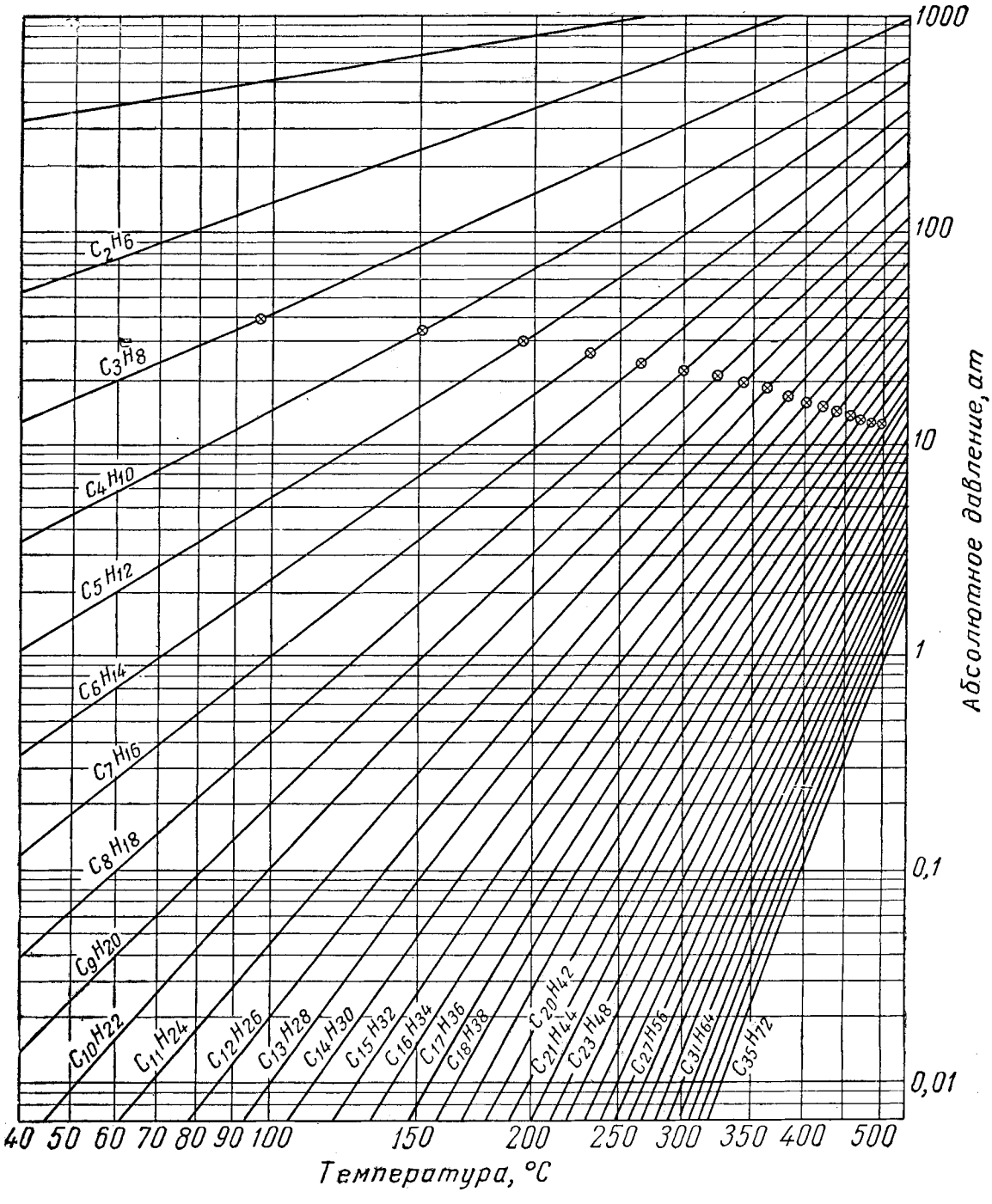


Рис. III. 5. Упругость паров нормальных



метановых углеводородов.

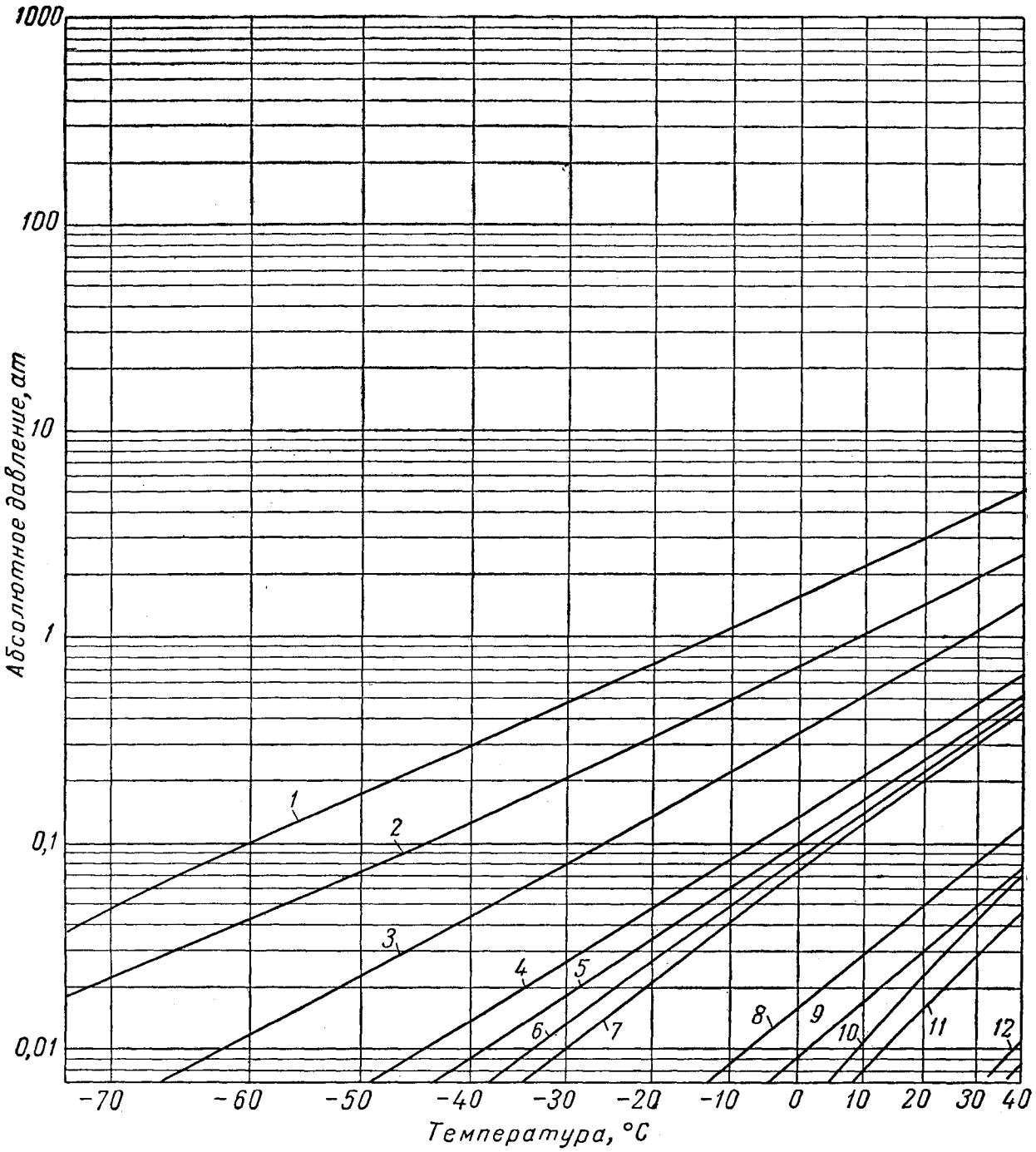
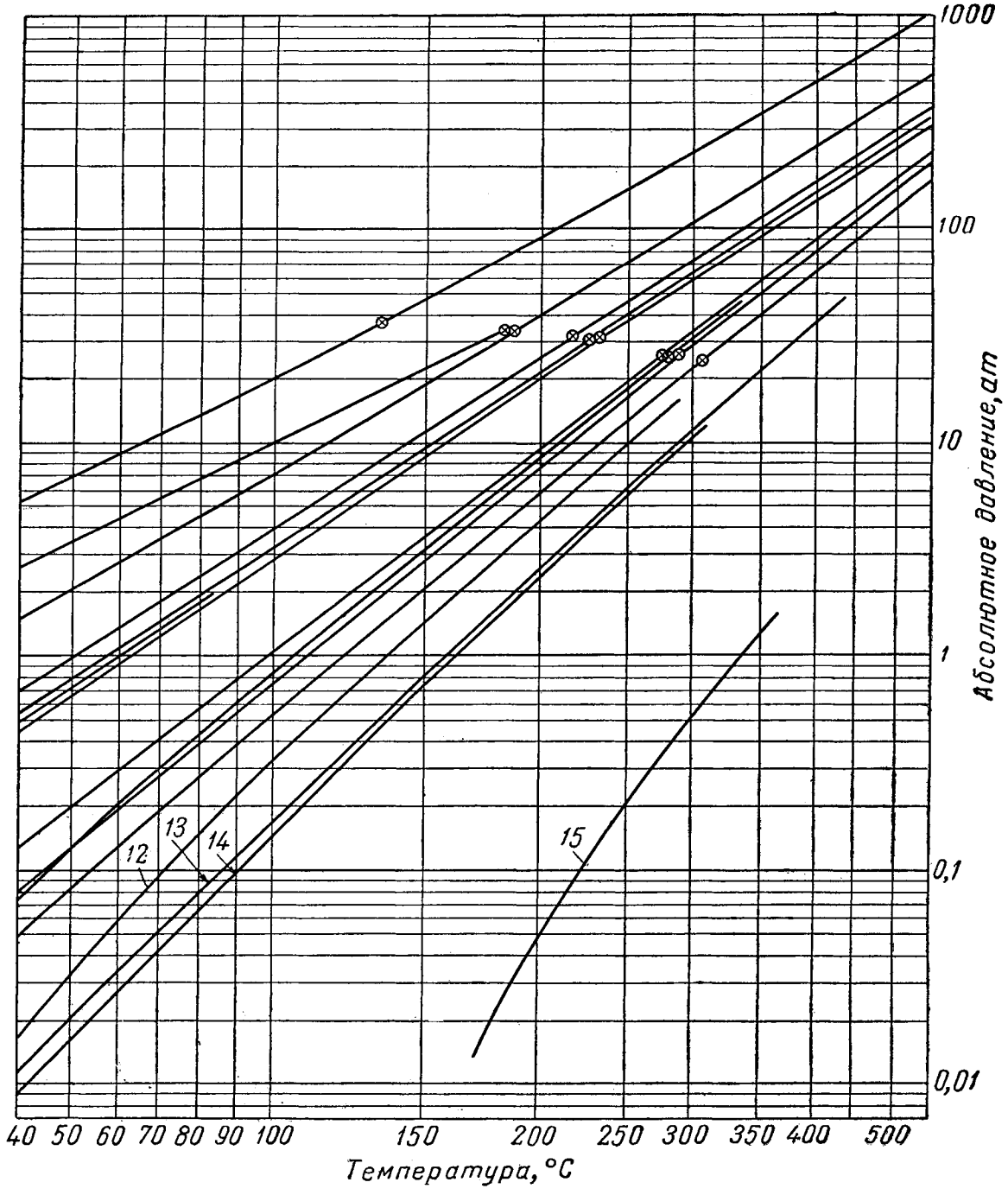


Рис. III.6. Упругость паров метановых
1 — изобутан, 2-метилпропан; *2* — неопентан, 2,2-диметилпропан;
5 — диизопропил, 2,3-диметилбутан; *6* — 2-метилпентан;
бутил, 2,5-диметилгексан; *10* — 2, 2, 3, 3-тетраметилбутан;
метилоктан; *14* — 2,7-диметилоктан;



углеводородов изомерного строения.

3 — изопентан, 2-метилбутан; *4* — неогексан, 2,2-диметилбутан; *7* — 3-метилпентан; *8* — изооктан, 2, 2, 4-триметилпентан; *9* — диизо- *11* — 2, 2, 4,4-тетраметилпентан; *12* — 3,3-диэтилпентан; *13* — 2,6-ди- *15* — 2-метилгептадекан.

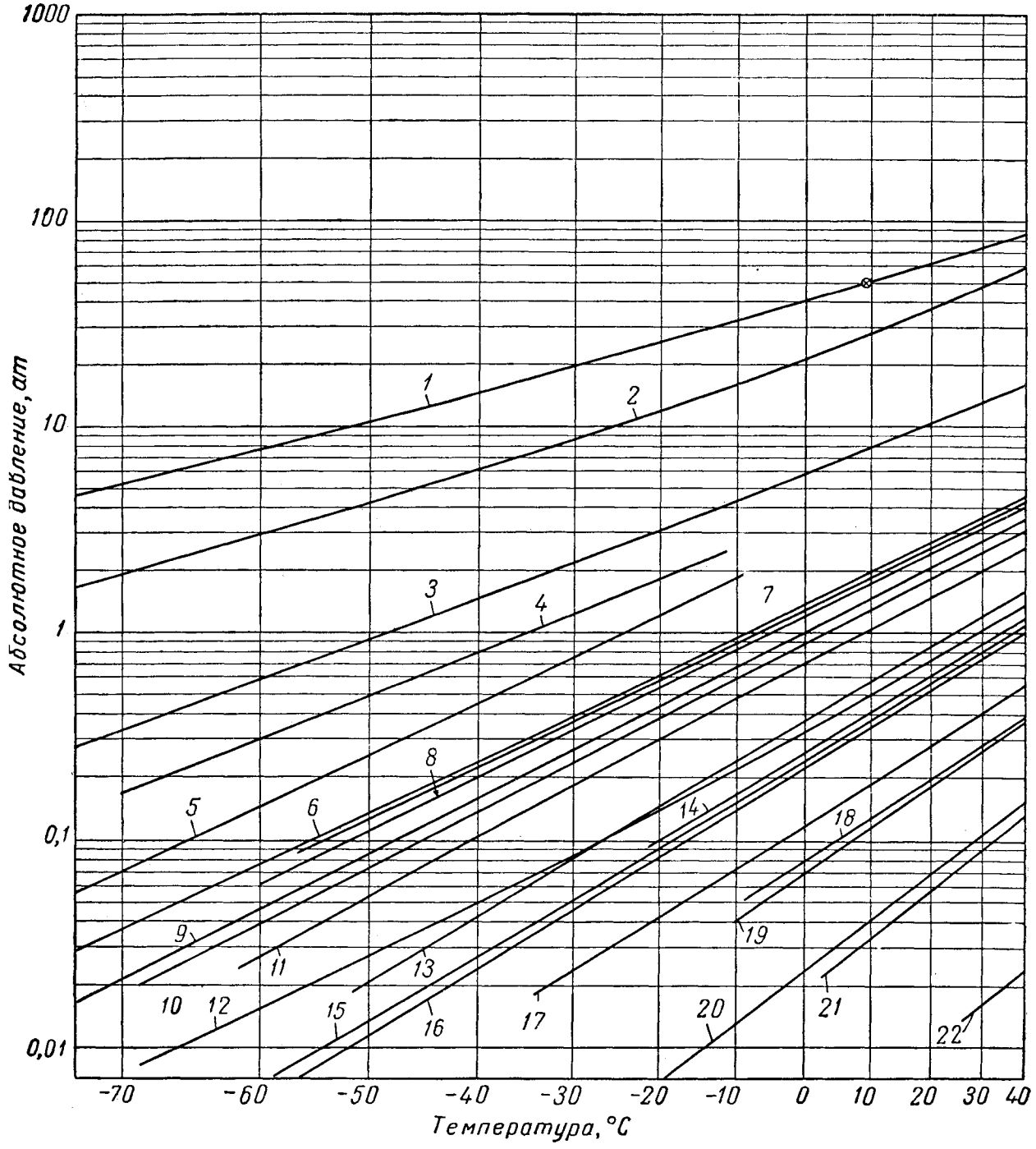
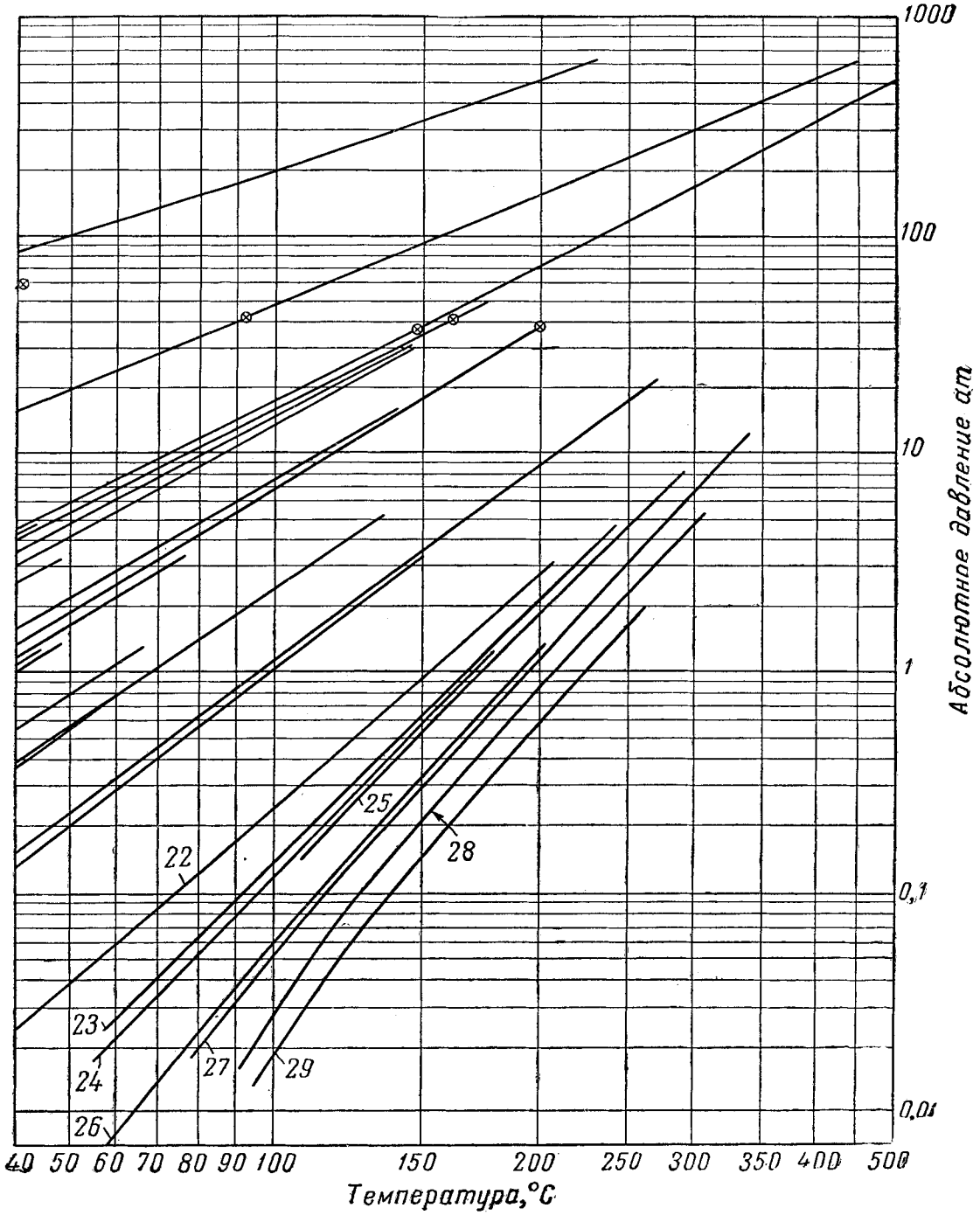


Рис. III. 8. Упругость паров

1 — этилен C_2H_4 H_2; *2* — ацетилен C_2H_2; *3* — пропилен C_3H_6; *4* — аллен C_3H_3; пропадиен; *5* — метилацетилен C_3H_6; *цис*-2-бутен-2(C_4H_8); *11* — бутин-$C_4H_6$1; *12* — иентен-1 C_5H_{10}; *13* — пентадиен-$C_5H_6$1.4; *14* — 2-метилбутадиен *19* — гексен-C_6H_{12}2; *20* — н-гептен-1 C_7H_{14}; *21* — гептен C_7H_{14}3; *22* — 3,4-диэтилгексадией-1,5 $C_{10}H_{18}$; *27* — ундекен-1 $C_{11}H_{22}$; *28* — ундекен-1



непредельных углеводородов.

6 — изобутилен, 2-метилпропан C_4H_8; *7* — бутен-1 C_4H_8; *8* — бутадиен-C_4H_6 1, 3; *9* — *транс*-бутен-2 (C_4H_8); *10* — C_5H_8; *15* — пентен-2 C_5H_{10}; *16* — 2-метилбутен-2 C_5H_{10}; *17* — 2,5-диметилгексадиен-1,5 C_8H_{14}; *18* — гексен-C_6H_{12} 1; *23* — диизоамилен $C_{10}H_{20}$, *24* — декадиен- $C_{10}H_{18}$ 3,7; *25* — декен- $C_{10}H_{20}$; *26* — декин-$C_{10}H_{18}$ 1; $C_{12}H_{24}$; *29* — ундекин-1 $C_{11}H_{20}$.

§ 2. ПРАВИЛО ФАЗ

Правило фаз, впервые сформулированное Уиллардом Гиббсом (J. Willard Gibbs) в 1876 г. [III. 14, III. 21], является важнейшим инструментом изучения фазового состояния. Это правило применяется к системам, находящимся в условиях равновесия. Состояние равновесия между фазами может быть достигнуто или путем длительного выдерживания системы при постоянных давлениях и температуре, или путем интенсивного перемешивания системы. В условиях равновесия каждая фаза системы однородна по своему составу. Отдельные компоненты из одной фазы в другую не переходят. В газовой и нефтяной промышленности большое количество систем газ — жидкость практически находится в состоянии равновесия. Но даже если система не находится в состоянии равновесия, законы, управляющие равновесием, накладывают на систему определенные ограничения. Если разные фазы находятся в равновесии друг с другом, то говорят, что фазы находятся в состоянии полного взаимного насыщения.

Правило фаз обычно выражается следующим уравнением:

$$C + 2 - P = F, \qquad \text{(III. 1)}$$

где C — число независимых компонентов; P — число фаз; F — число переменных величин, необходимых для определения состояния системы в условиях равновесия, или число степеней свободы.

Кейс (Case) [III. 14] указывал, что «правило фаз является простым средством решения некоторых химических и физических задач с помощью простых алгебраических действий» и что «число независимых уравнений должно быть равно числу переменных, чтобы из этих уравнений можно было найти значения этих переменных». Степени свободы для системы учитывают температуру, давление и состав фаз. Для системы, состоящей из двух или более фаз, концентрация входящего в нее компонента не относится к числу переменных правила фаз, хотя концентрация в данной фазе является переменной правила фаз.

Индивидуальные вещества, находящиеся в трехфазном состоянии, имеют нуль степеней свободы; это состояние выражается инвариантной (единственной) тройной точкой на соответствующей диаграмме. Индивидуальные вещества, находящиеся в двухфазном состоянии (например, пар и жидкость), имеют одну степень свободы. Так, на кривой упругости пара (рис. III. 2) давление или температура полностью определяют состояние системы. Например, при температуре 38° С пропан, находящийся в равновесном двухфазном состоянии, имеет давление 13,2 *ат*, плотность жидкой фазы составляет 0,477 *г/см*^{3}, а плотность паровой фазы 0,027 *г/см*^{3}. При этом поверхностное натяжение на границе раздела фаз равно 5,5 *дин/см*. Для определения всех свойств системы при условии, что система двухфазная, достаточно задаться одним лишь значением температуры. Необходимо отметить, что правило фаз касается только природы фаз и не зависит от количества вещества.

Двухкомпонентные системы, находящиеся в двухфазном состоянии, имеют две степени свободы. В этом случае состояние системы будет определяться температурой и давлением. Для определения состояния трехкомпонентной системы, существующей одновременно в виде жидкости и пара, необходимо знать температуру, давление и какое-либо переменное, характеризующее состав фаз. Этой величиной может быть концентрация одного компонента в какой-либо фазе или (что бывает чаще) отношение концентрации одного компонента к концентрации другого компонента. Для определения системы природного газа, состоящего из семи компонентов и находящегося в двухфазном состоянии, требуется знание семи переменных: температуры, давления и пяти значений концентрации компонентов в какой-либо фазе. Обычно известны только давление и температура многокомпонентных смесей и неизвестны концентрации компонентов в фазах. При определении фазовых соотношений смеси по температуре и давлению удобнее исходить из предположения, что смеси подчиняются законам идеальных растворов.

§ 3. НЕПРЕРЫВНОСТЬ ПАРОВОЙ И ЖИДКОЙ ФАЗ

Термины «пар» и «жидкость» удобно использовать для того, чтобы разграничить более плотную фазу от менее плотной. Однако при критических условиях разница между паровой и жидкой фазами исчезает.

В 1869 г. Томас Андрьюс (Thomas Andrews) [III. 3] прочёл лекцию «о непрерывности газообразного и жидкого состояния вещества», в которой указал, что «обычное газовое состояние и обычное жидкое состояние являются по существу резко отдельными формами материи существования одного и того вещества и из одного состояния в другое можно перевести вещество путем постепенного перехода без разрыва непрерывности».

В подтверждение этой мысли рассмотрим изменение состояния метана (рис. III. 2). В точках, лежащих на линии *HC* (рис. III. 2), пар и жидкость существуют одновременно. Если от этой смеси в точке *bd* отводить тепло, то количество жидкости в смеси будет увеличиваться. Когда же вся смесь превратится в жидкость, температура начнет понижаться. Поэтому вполне естественно, что площадь, расположенная выше и левее кривой *HC*, соответствует жидкому состоянию. Область же, расположенная по другую сторону от кривой *HC*, соответствует парообразному состоянию и на рисунке обозначена как пар. Чтобы проиллюстрировать положение о том, что термины «пар» и «жидкость» служат для характеристики менее плотной и более плотной фаз в случае, когда вещество находится в двухфазном состоянии, а не для описания однофазного состояния вещества, рассмотрим жидкость в точке *b* (рис. III. 2) и поведение системы при изменении условий по траектории *brfghqd*. В точке *b* система находится в жидком состоянии. При движении системы по вышеуказанной траектории не имеется никаких фазовых изменений. Находится ли вещество в точке *d* в состоянии пара? Если да, то каким образом жидкость из точки *b* переходит в парообразное состояние в точке *d* без каких-либо изменений?

Чтобы иллюстрировать непрерывность паровой и жидкой фаз в закритической области, на рис. III. 9 приведена диаграмма давление — температура p—T, на которой фазы различаются интенсивностью окраски. Чем слабее окраска, тем менее плотной является фаза. Резкое различие в фазах наблюдается лишь вдоль кривой и исчезает в критической точке.

Состояние чистого вещества, находящегося в закритической области при высоком давлении, удобнее назвать однофазным, так как применение терминов «пар» или «жидкость» без указания значений плотности или других свойств может привести к заблуждению. В об-

ласти на рис. III. 2, обозначенной «жидкость», вещество может быть названо сжатой жидкостью, а при температурах, превышающих температуры, соответствующие кривой давления насыщенного пара, — перегретым паром. Однако по мере приближения условий, в которых находится вещество, к критическим (критическая температура и давление) эти термины становятся менее определенными. Термины «газ» и «пар» являются равнозначными. Термин «пар» может иметь значение, обозначающее близость вещества к жидкому состоянию, а термин «газ», наоборот, отдаленность состояния вещества от условий образования жидкости. Иногда термин «газ» используется для названия состояния вещества, находящегося при температуре выше критической, а термин «пар» для обозначения состояния вещества, находящегося при температуре ниже критической, т. е. состояния, при котором вещество путем повышения давления можно перевести в жидкость.

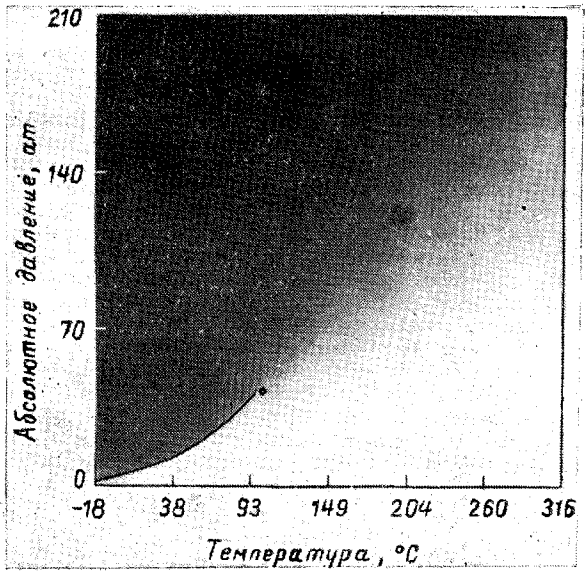


Рис. III. 9. Непрерывность парообразного и жидкого состояний [III. 28].

§ 4. РЕТРОГРАДНЫЕ ЯВЛЕНИЯ

Одним из первых фазовое состояние смеси веществ в критической области исследовал Кюнен (Kuenen) в 1892 г. [III. 39, III. 28]. Он изучил фазовое состояние смеси углекислого газа с метилхлоридом. Кюнен заметил, что изменения фазовых состояний смесей веществ отличаются от изменений фазовых состояний индивидуальных веществ. Эти аномальные явления он назвал ретроградными [III. 28]. В качестве иллюстрации на графике рис. III. 10 показано изменение состояния угле-

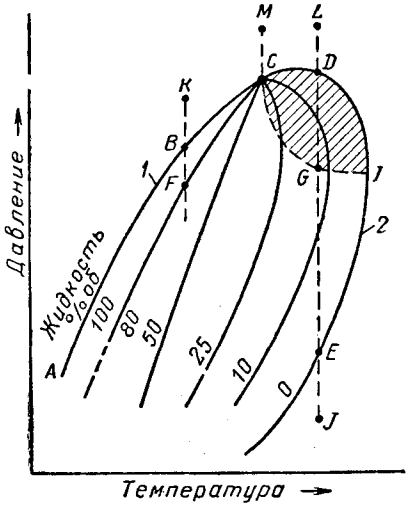


Рис. III. 10. Диаграмма фазового состояния смеси.

водородной смеси. Внутри кривой *ABCDITE* смесь находится в двухфазном состоянии (пар и жидкость). Вне этой кривой вещество находится в однофазном состоянии. Уменьшение давления при постоянной температуре от точки *K* до точки *B* не вызывает появление второй фазы, а соответствует однофазному состоянию вещества. В точке *B*, названной точкой кипения, в жидкости появляются пузырьки пара, находящиеся в равновесии с жидкостью. При дальнейшем уменьшении давления содержание пара возрастает, достигая 20% по объему в точке *F*. Точки кривой *ABC* называются точками кипения смеси.

С другой стороны, увеличение давления при постоянной температуре от точки *J* до точки *E* также соответствует однофазному состоянию вещества. Начиная с точки *E*, в паровой фазе начинают образовываться капельки жидкости, находящиеся в равновесии с паровой фазой. Дальнейшее увеличение давления, начиная от точки *E*, приводит к увеличению количества жидкости, конденсировавшейся из паровой фазы. Уменьшение давления от точки *L* до *D* также приводит к появлению капелек жидкости в паровой фазе. Кривая *EJDC* называется кривой точек росы. Уменьшение давления от точки *M* до точки *C* приводит к внезапному изменению состояния вещества. Из однофазного состояния в точке *M* вещество переходит в точке *C* в двухфазное, состоящее примерно на 50% из пара и на 50% из жидкости. Это получается потому, что свойства пара вдоль кривой точек росы и свойства жидкости вдоль кривой точек кипения меняются таким образом, что становятся в точке *C* одинаковыми. Точка *C* называется критической точкой смеси. Физически критическую точку найти очень трудно, и поэтому эта точка быстрее находится графически как точка пересечения кривых точек кипения и точек росы с линиями процентного содержания жидкости в смеси.

Сжатие индивидуальных веществ, находящихся в парообразном состоянии, до кривой давления насыщенного пара приводит к образованию капелек жидкости, т. е. поведение системы от точки *J* до точки *E* является обычным для индивидуального вещества. Необычным является поведение смеси веществ при переходе из точки *L* в точку *G* через точку *D*. В этом случае в отличие

от индивидуальных веществ при снижении давления из паровой фазы образуется жидкость. Явление образования жидкости при изотермическом расширении однофазного вещества называется ретроградной конденсацией [III. 28]. При расширении от точки D до J максимально увеличивается процентное содержание жидкой фазы в точке G при данной температуре системы. При дальнейшем уменьшении давления жидкая фаза начинает нормально испаряться целиком, переходя в точке E в паровую фазу. Во время увеличения давления в смеси от точки G до D при постоянной температуре жидкая фаза также испаряется. Этот процесс испарения жидкости, происходящий при повышении давления, называется ретроградным испарением. Этот термин применяется при испарении жидкости, происходящем в процессе сжатия системы пар — жидкость. Терминами «ретроградная конденсация» и «ретроградное испарение» можно характеризовать и изобарический процесс для смеси, в котором изменение фазового состояния обратно изменению фазового состояния, имеющего место при тех же условиях для индивидуального вещества. На рис. III. 10 заштрихованная площадь $CDIGC$ представляет собой единственную область диаграммы, соответствующую ретроградным явлениям.

В веществе, находящемся вблизи критической точки, происходит изменение цвета. Это явление известно под названием критической опалесценции [III. 70]. Видимо, молекулярная агрегация, хотя и недостаточна для разделения смеси на фазы, все же вызывает рассеяние света. При уменьшении давления от значения, соответствующего однофазному состоянию, до давления, соответствующего граничной кривой вблизи критической точки, система окрашивается в красновато-коричневый цвет в проходящем свете или в светло-голубой цвет в отраженном свете. В небольших пределах изменения давления окраска сохраняется в обеих фазах. Сравнительно более интенсивно окрашены смеси, содержащие более высококипящие углеводороды. Интенсивность окраски является наибольшей при критической температуре и еще может наблюдаться при температуре, отличающейся от критической на 17—22° С.

§ 5. РАСТВОРИМОСТЬ ГАЗОВ В ЖИДКОСТЯХ

В литературе имеются данные о растворимости газообразных компонентов в жидкостях. При определении растворимости газов испарением жидкостей пренебрегали. Однако было установлено, что летучестью жидкости при высоких давлениях пренебрегать нельзя и, следовательно, в этом случае необходимо рассматривать состав обеих фаз системы. До 1896 г. Виллард (Villard) [III. 72] провел уникальные эксперименты, в которых он наблюдал испарение брома, йода и парафина при повышении давления, создаваемого метаном, до 280 *ат*. Эти эксперименты указывали на возможность растворения жидкостей и твердых тел в газах. Мергам и Кобе (Markham and Kobe) приводят сведения о растворимости газов в жидкостях при низких давлениях [III. 41а].

В работе Дау и Калкина (Dow and Calkin) [III. 18] исследована растворимость природного газа в нефти. Изучению растворимости метана в различных углеводородных жидкостях посвящена работа Сэджа и Леси (Cage and Lacey) [III. 59]. Фролих (Frolich) с соавторами определяли растворимость метана, водорода и азота в различных жидких смесях [III. 20]. Скоч (Schoch) с соавторами исследовал влияние химической природы растворителя на растворимость метана [III. 65].

§ 6. БИНАРНЫЕ СМЕСИ

На рис. III. 11 показано поведение всех возможных смесей системы метан — этан по данным Блюмера, Гами и Парента [III. 8], на рис. III. 12 поведение системы метан — пропан по данным Сэджа, Леси, Скаафсма [III. 58], а также Акерса, Бюрнса и Файрчилда [III. 1], а на рис. III. 13 систем этан — гептан по данным Кея [III. 30]. Критические температуры двух индивидуальных веществ соединяются кривой, проходящей через критические точки, соответствующие различным смесям этих двух веществ. Кривые давления насыщенного пара и огибающая кривая критических точек ограничивают область двухфазного состояния для всех концентраций смесей двух веществ.

Необходимо указать, что область двухфазного состояния смеси, содержащей сравнительно небольшое количество одного компонента, на графике типа рис. III. 11 представляется узкой полосой, ограниченной соответствующими кривыми. Бинарная смесь, состоящая примерно из одинаковых количеств компонентов, существенно расширяет свои границы. Диаграмма двухфазного состояния бинарной смеси компонентов с резко отличающимися температурами кипения распространяется на более широкую область. Поэтому для смесей, содержащих метан, диаграммы двухфазного состояния p—T будут более широкими.

Критическое давление смеси выше критических давлений входящих в нее индивидуальных компонентов. На рис. III. 14 представлены огибающие кривые бинарных систем, содержащих метан. Чем больше разница в точках кипения двух веществ, тем выше будет подниматься критическое давление бинарной системы по сравнению с критическими давлениями обоих компонентов. Смеси метана с деканом [III. 60] будут находиться в двухфазном состоянии при давлениях выше 350 *ат*. Данные Рзаза и Катца [III. 57] показывают, что двухфазная область смеси метана с углеводородной фракцией, выкипающей в интервале температур 297—309° С (молекулярный вес 247), может превысить давления 700 *ат*. Огибающие критические кривые для различных бинарных систем даны на рис. III. 15.

Обычно принято представлять данные фазового состояния бинарных систем в виде изотерм на диаграмме давление — состав системы или изобар на диаграмме температура — состав системы, как это сделано для бинарных систем на рис. III. 16, III. 17 и III. 18. Значения плотности насыщенных пара и жидкости системы этан — гептан, полученные Кеем (Kay) [III. 30], приведены на рис. III. 19.

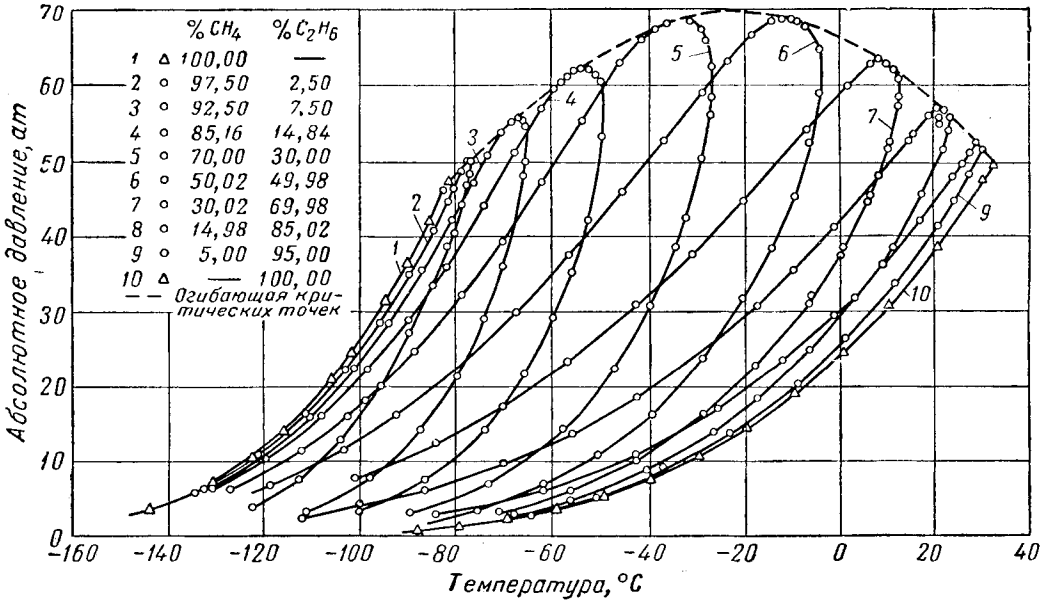


Рис. III. 11. Диаграмма фазового состояния смесей метан — этан [III. 8].

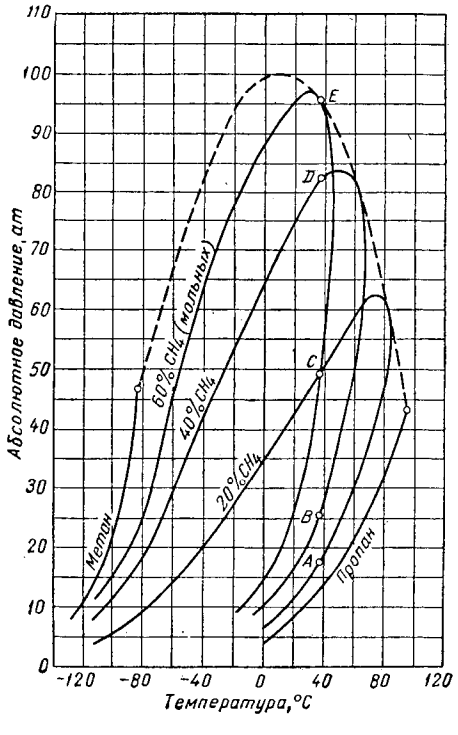


Рис. III. 12. Диаграмма фазового состояния смесей метан — пропан [III. 58, III. 1, III 53].

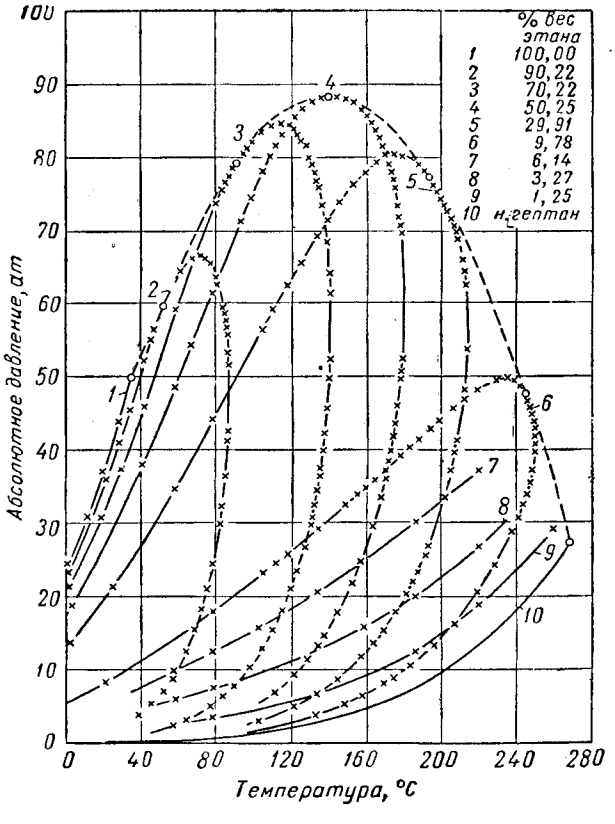


Рис. III. 13. Диаграмма фазового состояния смесей этан — гептан [III. 30].

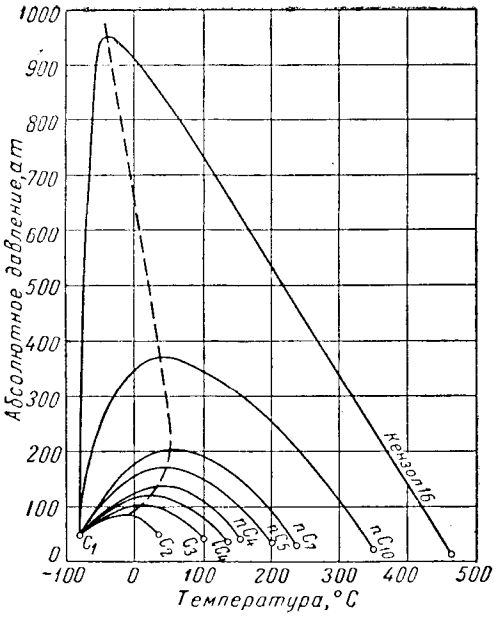


Рис. III. 14. Огибающие критических точек бинарных систем, содержащих метан [III. 57].

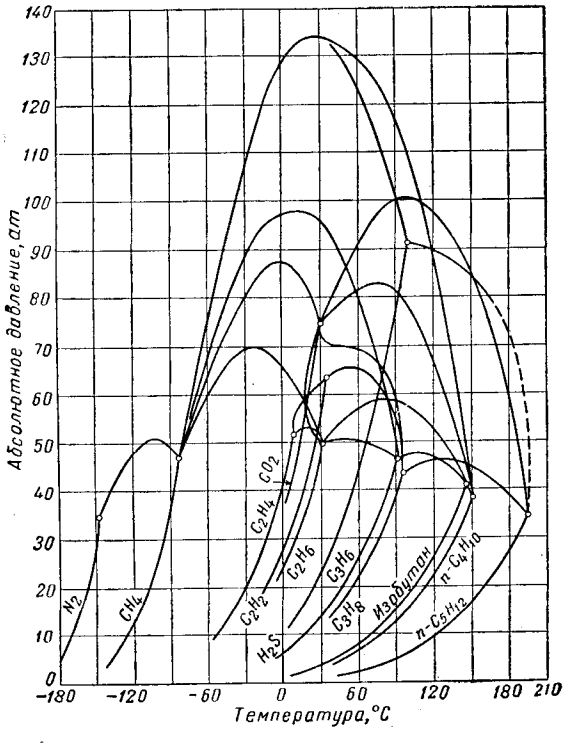


Рис. III. 15. Огибающие критических точек для различных систем [I. 16, I. 17, I. 9, III. 62, I. 2, III. 17, III. 7, III. 8, III. 48, III. 43].

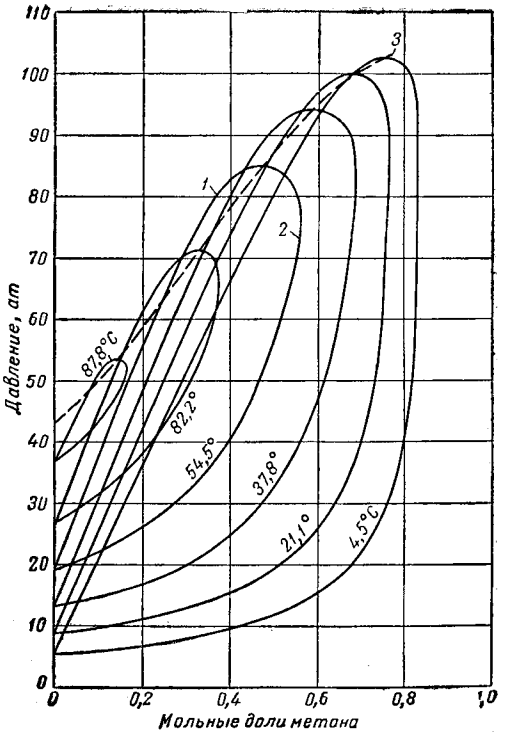


Рис. III. 16. Диаграмма давление — состав для системы метан—пропан [III. 53].

1 — кривая точек кипения; *2* — кривая точек росы; *3* — огибающая критических точек.

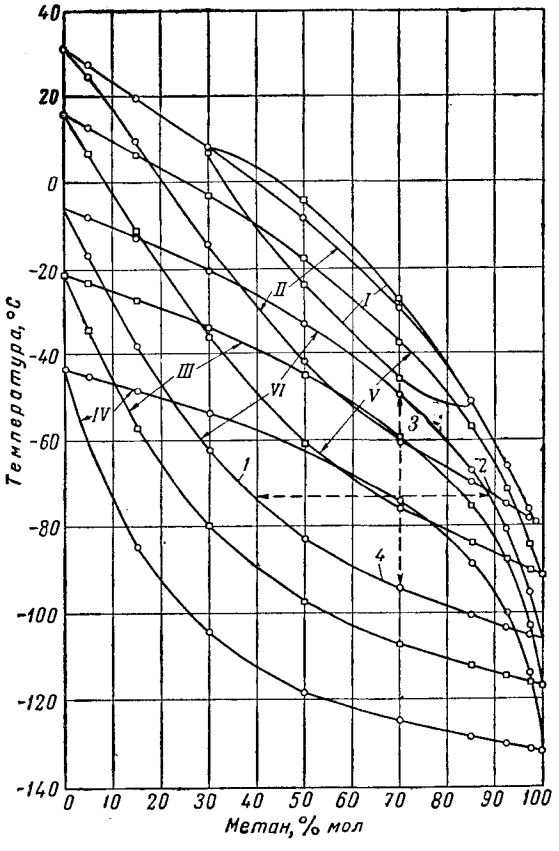


Рис. III. 17. Диаграмма температура — состав для системы метан — этан.

1 — насыщенная жидкость; *2* — насыщенный пар; *3* — точка росы; *4* — точка кипения. Абсолютные давления в *ат*: *I* — 63; *II* — 49; *III* — 14; *IV* — 7, *V* — 35, *VI* — 21.

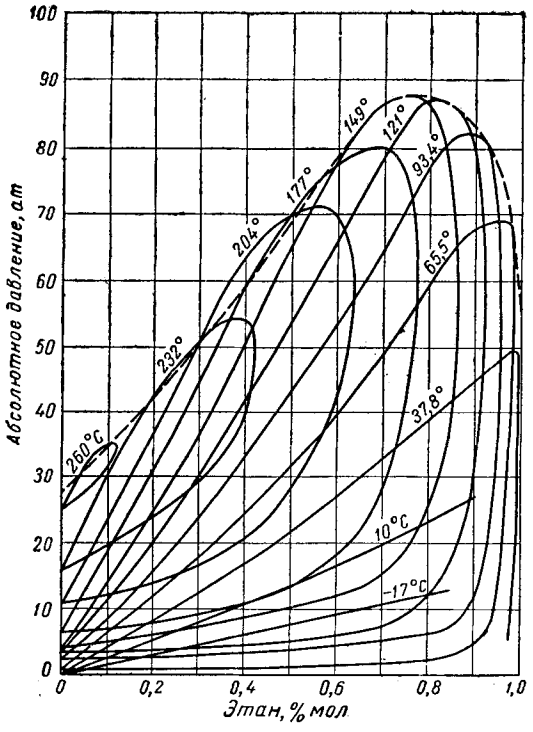


Рис. III. 18. Диаграмма давление — состав для системы этан — гептан [III. 30].

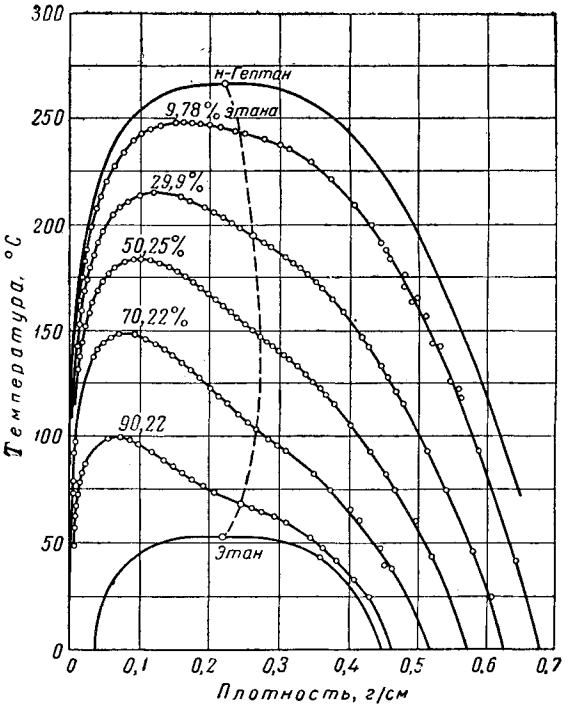


Рис. III. 19. Плотность фаз для системы этан — гептан [III. 30].

§ 7. ТРОЙНЫЕ И МНОГОКОМПОНЕНТНЫЕ СИСТЕМЫ

Тройные системы являются промежуточными между бинарными и многокомпонентными и потому имеют некоторые дополнительные свойства по отношению к первым и обладают уже в некоторой степени сложностью последних.

Из тройных систем наибольший интерес представляют системы метан — пропан — пентан [III. 133] и метан бутан — декан [III. 51, III. 52], изученные Седжем, Леси (Sage and Lacey) и соавторами. Фазовое состояние тройных систем при постоянных давлении и температуре удобно изображать в виде треугольных диаграмм. Такие диаграммы для трех значений давления приведены на рис. III. 20. Эти диаграммы показывают, что увеличение давления приводит к сокращению двухфазной области. Огибающие критические кривые для различных систем, характеризующихся параметром, численно равным отношению концентрации пропана к суммарной концентрации пропана и пентана, приведены на рис. III. 21. Диаграмма давление — состав для этой системы приведена на рис. III. 22.

При исследовании системы метан — бутан — декан Ример, Седж и Леси (Reamer, Sage and Lacey) [III. 52] приводили эксперименты при давлении и температуре, достигающих давлений и температур, существующих в газовых пластах высокого давления. Поведение этой системы иллюстрируется диаграммами, приведенными на рис. III. 23, III. 24 и III. 25. Существует лишь небольшое число фазовых диаграмм для сложных смесей, построенных на основании экспериментальных данных в форме количественного соотношения жидкости и газа, находящихся в равновесии. На рис. III. 26 представлена диаграмма, полученная Катцем, Винком, Давидом, использовавшими для ее составления визуальные наблюдения за поведением смеси природного газа с природным газолином, помещенной в камеру со смотровым окном. Состав смесей, использованный при построении указанной выше диаграммы, а также диаграмм, приводимых ниже, дается в табл. III. 1 [III. 29, I. 37]. Фазовое поведение смеси углеводородов, отобранных из газовой скважины, определялось Бакли и Лайтфутом (Buckley and Lightfoot) [III. 11] с помощью сепаратора. Результаты этих экспериментов, выражающих количество конденсировавшейся жидкости, представлены на рис. III. 27. Изучение фазового поведения проб конденсата и нефти будет рассмотрено ниже.

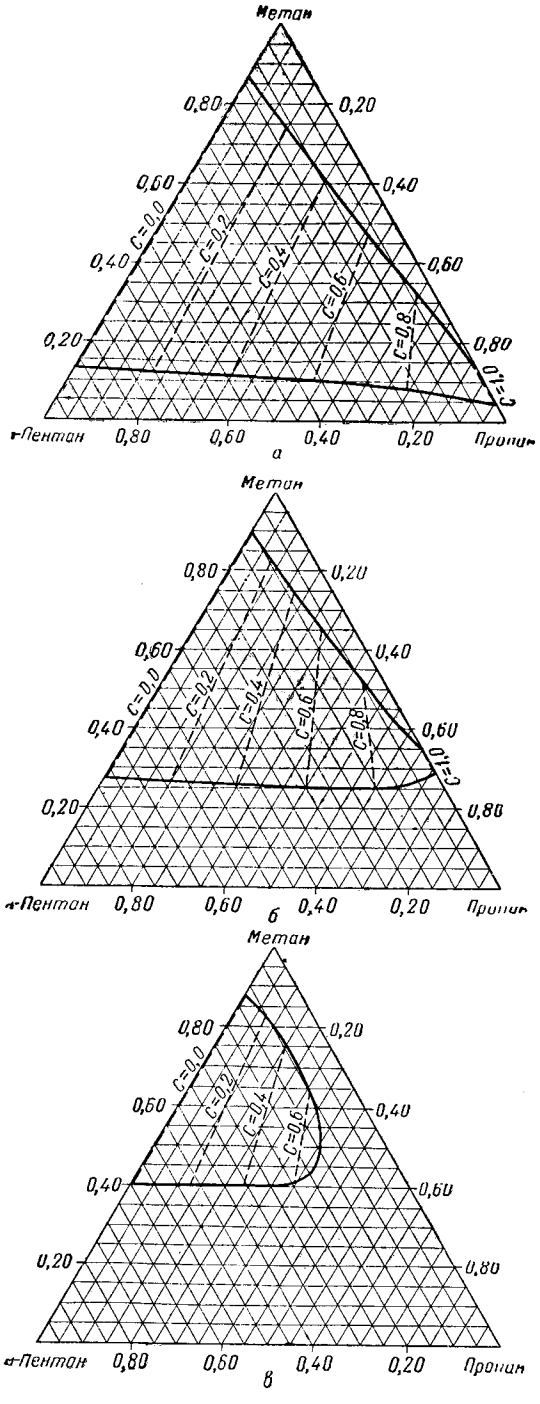


Рис. III. 20. Диаграмма фазового состояния системы метан — пропан — пентан при 71° С [III. 17].

а — абсолютное давление 35 *ат*, $T = 71°$ С; *b* — абсолютное давление 70 *ат*, $T = 71°$ С; *с* — абсолютное давление 105 *ат*, $T = 71°$ С;

$$C = \frac{{}^{x}C_3}{{}^{x}C_3 + {}^{x}C_5}.$$

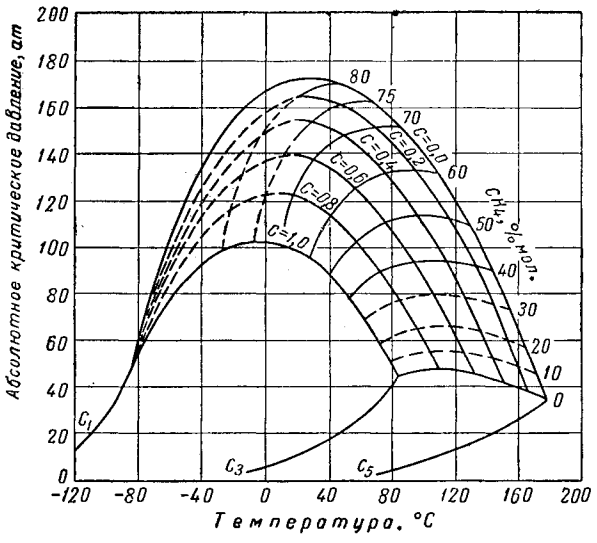


Рис. III. 21. Огибающие критических точек для системы метан — пропан — пентан [III. 13; III. 17].

$$C = \frac{C_3}{C_3 + nC_5}.$$

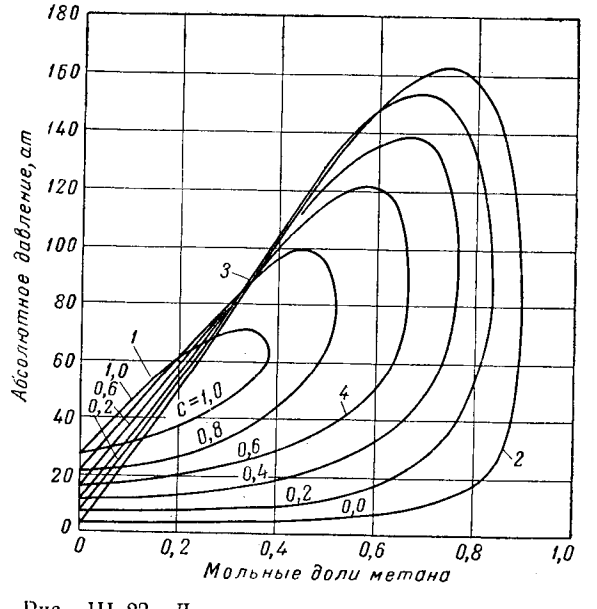


Рис. III. 22. Диаграмма давление — состав для системы метан — пропан — пентан [III. 17].

1 — метан — пропан; *2* — метан — *н*-пентан; *3* — кривая точек кипения; *4* — кривая точек росы; $C = \frac{C_3}{C_3 + nC_5}$.

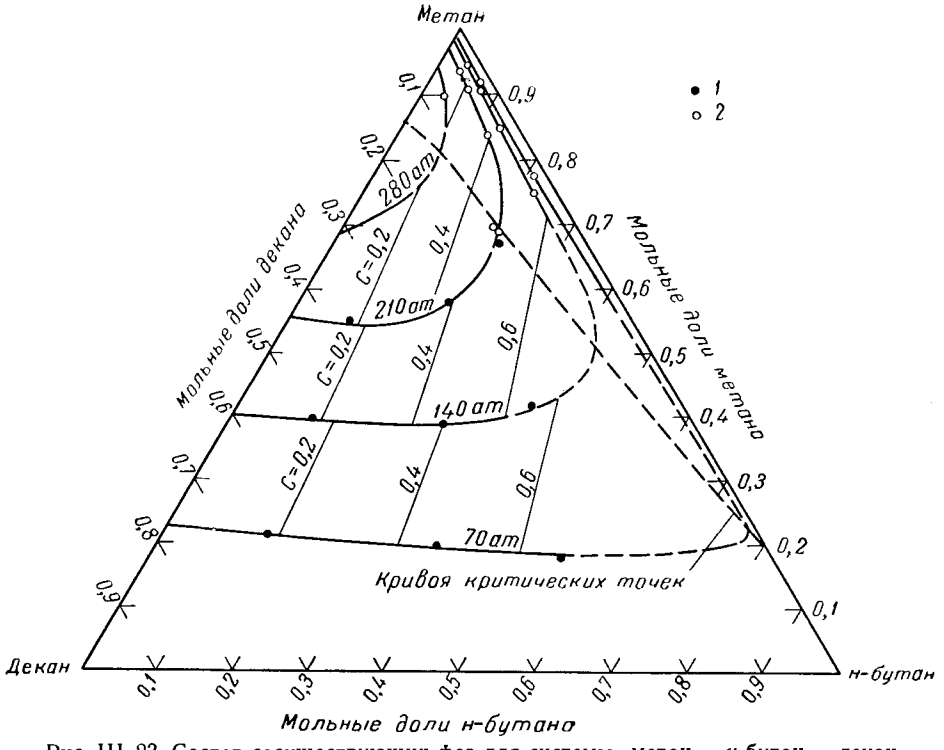


Рис. III. 23. Состав сосуществующих фаз для системы метан — *н*-бутан — декан при 138° С [III. 52].

1 — по объемным измерениям; *2* — по данным состава фаз.

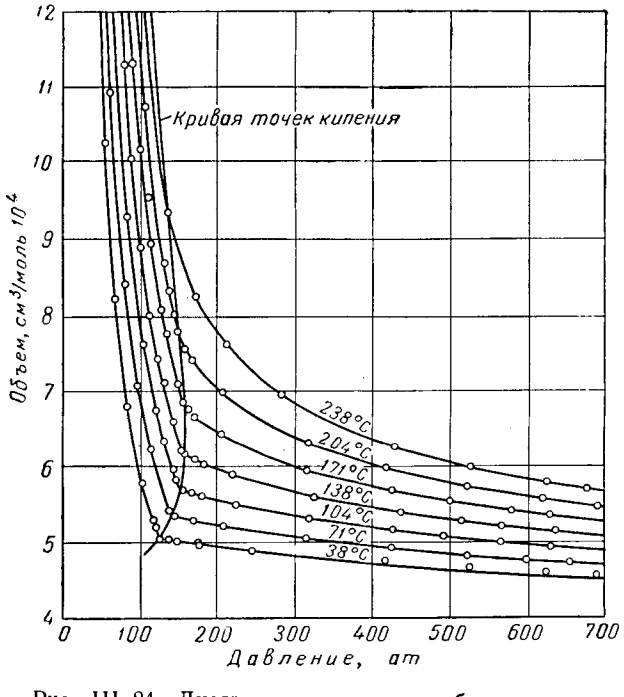


Рис. III. 24. Диаграмма давление — объем для системы, состоящей из

0,4265 мольных долей метана, 0,249 *н*-бутана и 0,288 декана; $C = 0{,}463$ [III. 52].

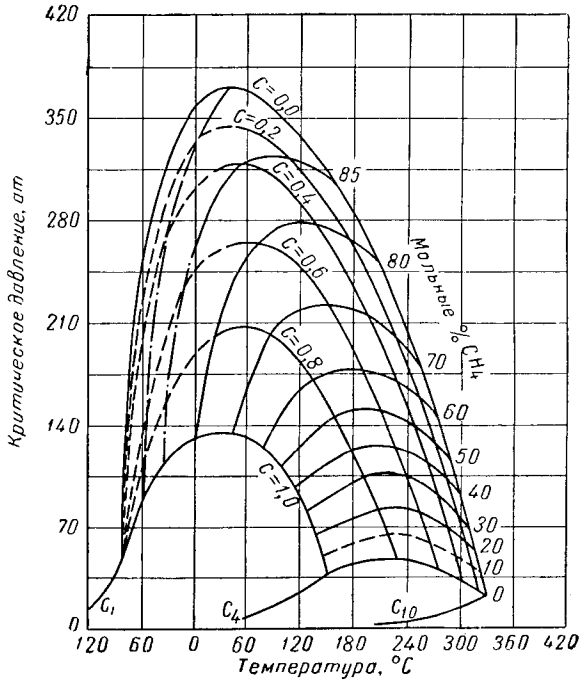


Рис. III. 25. Критические условия для системы метан — *н*-бутан — декан [I. 17, III. 52, III, 60].

$$C = \frac{C_4}{C_4 + C_{10}}.$$

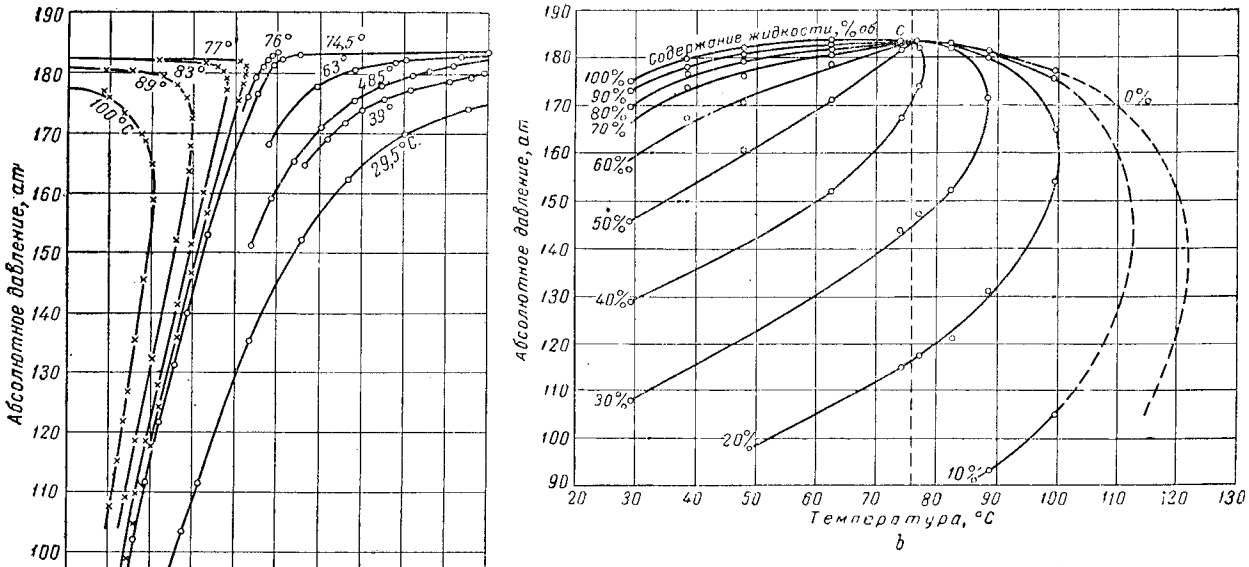


Рис. III. 26. Диаграмма фазового состояния смеси природного газа и природного газолина [III. 29].

a — в координатах давление — содержание жидкости; *b* — в координатах давление — температура.

Таблица III. 1

Состав природных углеводородных смесей

Компонент	Исследователи			
	Катц, Винк и Давид	Бакли и Лайтфут	Вейнауг и Бредли	Эйлертс и соавторы
Содержание, % мол.				
Углекислый газ	—	—	0,13	0,74
Азот	—	—	0,76	1,38
Метан	59,7	94,11	53,91	76,48
Этан	8,9	2,67	14,20	7,92
Пропан	5,0	0,89	9,64	4,30
Изобутан	4,9	0,21	1,25	1,20
н-Бутан	4,9	0,34	4,29	1,86
Изопентан	9,3	0,20	1,12	0,94
н-Пентан	9,3	0,10	1,87	0,78
Гексаны	—	0,29	2,72	1,41
Гексаны + высшие	12,2	—	—	—
Гептаны + высшие	—	1,19	10,11	2,99*
	100,0	100,00	100,00	100,00
Молекулярный вес гептанов + высшие	—	—	178,5	—

* По данным фракционных анализов.

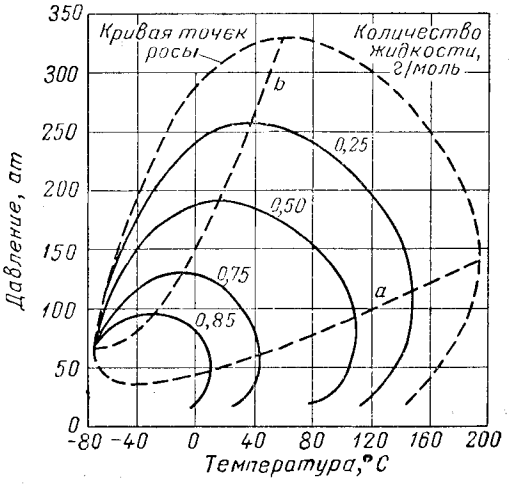


Рис. III. 27. Диаграмма фазового состояния для природного газа [III. 11].

§ 8. АНОМАЛЬНЫЕ СИСТЕМЫ

Определенные смеси веществ имеют диаграммы фазового состояния, отличающиеся от типичных диаграмм такого рода. Например, эти смеси могут образовывать две жидкие фазы или могут иметь жидкости, выделяющие при испарении пары того же состава, что и жидкость, и поэтому выкипающие при постоянной температуре. Последние смеси описываются как азеотропные (минимум или максимум температуры кипения). Классическим примером этих смесей являются системы вода — углеводороды и вода — этиловый спирт.

Диаграммы, отличные от идеальных, образуют такие смеси, как этан — углекислый газ [III. 40] и ацетилен — этан или ацетилен — этилен [III. 43]. На рис III. 28 представлены данные фазового состояния системы этан — этилен — ацетилен при 4,5° С для трех бинарных смесей, две из которых являются азеотропными.

Нефть при ее деасфальтизации с помощью пропана разделяется на две жидкие фазы [I. 13]. Катц с соавторами [III. 73] путем добавления пропана к системе природный газ — нефть получали две жидкие фазы. Боткин, Ример, Седж и Леси [III. 10] при исследовании фазового состояния двух калифорнийских нефтей получили несколько жидких фаз.

Вейнауг и Бредли (Weinayg and Bradley) [III. 75] наблюдали необычное фазовое поведение природной пластовой смеси (рис. III. 29). При постоянной температуре ниже критической и равной 71° С количество жидкой фазы сначала уменьшается, затем аномально увеличивается и после этого начинает нормально уменьшаться. Вейнауг и Бредли назвали это аномальное поведение системы возобновляющейся конденсацией или испарением. Состав этой системы (табл. III. I) характеризуется высоким содержанием пропана и этана. Аномальное поведение системы может быть, по-видимому, объяснено намечающимся образованием второй жидкой фазы.

Эйлертс (Eilerts) с соавторами [III. I9] наблюдали образование второй жидкой фазы при —54° С для смеси, имеющей состав, показанный в табл. III. I. При этом смесь находилась при температуре ниже своей критической при давлениях 77—87 *ат*.

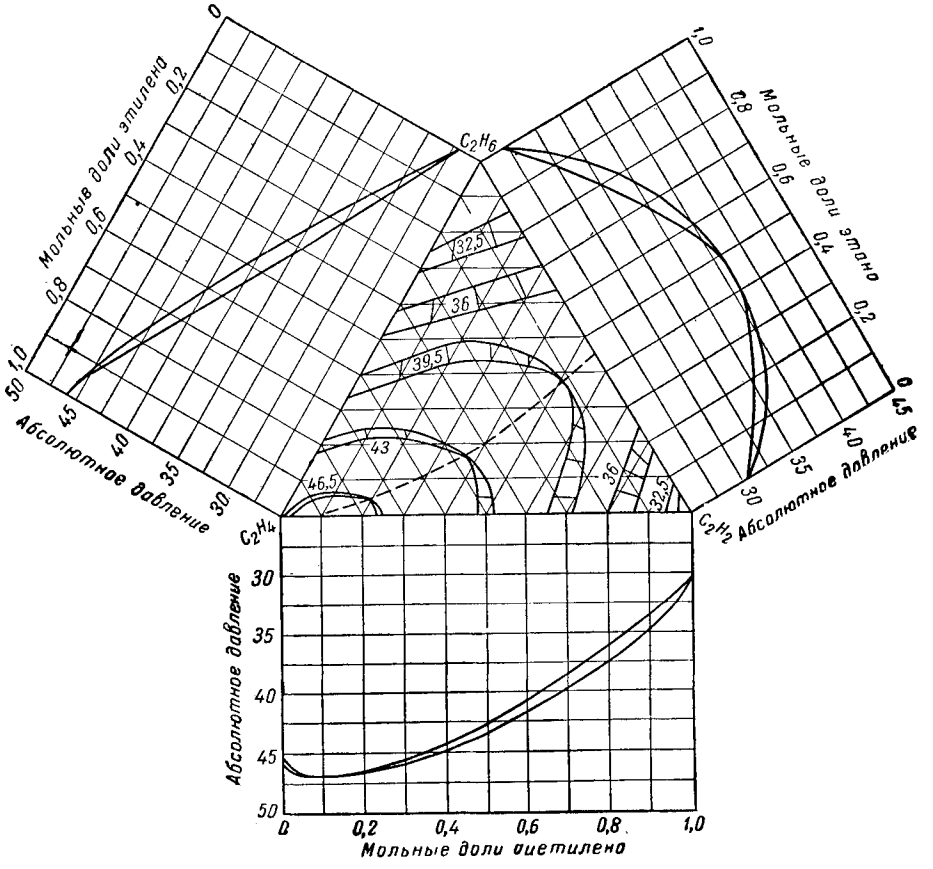


Рис. III. 28. Фазовое равновесие системы этан — этилен — ацетилен при 4,5° С [III. 43].

Абсолютное давление в *ат*; цифры на кривых в *ат*.

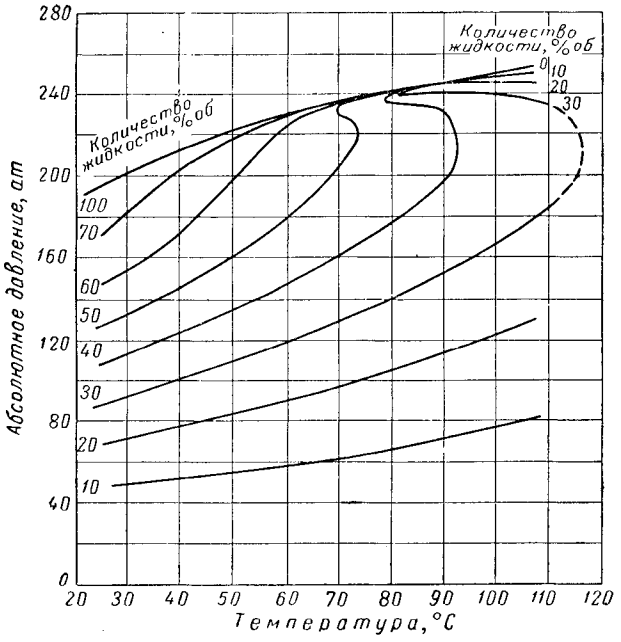


Рис. III. 29. Диаграмма фазового состояния, характерная для природной углеводородной смеси [III. 75].

§ 9. КОНСТАНТЫ РАВНОВЕСИЯ

Определение фазового состояния углеводородных смесей осуществляется с помощью констант равновесия системы жидкость — пар. Константа равновесия

$$K = \frac{y}{x}, \qquad \text{(III. 2)}$$

где y — молярная доля компонента в паровой фазе; x — молярная доля этого же компонента в жидкой фазе, находящейся в равновесии с паровой фазой.

Константы равновесия соответствуют данному давлению и температуре. Во многих смесях при давлении, значительно меньшем критического, константы равновесия для большинства компонентов не зависят от состава фаз.

Очень важным является тот факт, что отношение $\frac{y}{x}$ в довольно широком интервале изменения условий не зависит от состава смеси. Впервые константы равновесия были использованы для расчетов Брауном, Соудерсом и их коллегами по Мичиганскому университету в 1937 г. [III. 67]. Льюис и Люк предложили метод применения летучести (фугетивности) для определения условий равновесия системы пар — жидкость [III. 41].

Для определения фазового состояния смесей веществ используются законы Рауля и Дальтона. Для данного компонента системы, находящейся в двухфазном состоянии при постоянных значениях температуры и давления:

$$yP = xp, \qquad \text{(III. 3)}$$

где P — общее давление системы; p — давление насыщенного пара данного компонента.

Преобразование уравнения (III. 3) приводит к выражению этого закона через константу равновесия:

$$\frac{y}{x} = \frac{p}{P} = K. \qquad \text{(III. 4)}$$

Закон Рауля имеет два недостатка: 1) некоторые смеси веществ значительно отклоняются от этого закона вследствие их химической природы; 2) этот закон применим для случая, когда температура смеси ниже значений критических температур всех входящих в нее компонентов; упругость паров смеси должна быть известна. Вследствие того, что критическая температура метана равна —82° С, закон Рауля очень редко может быть применен для природных газовых смесей, содержащих метан. Для смесей пропана, бутанов, пентанов и т. д. закон Рауля справедлив при температурах до 66° С и абсолютных давлениях до 7 *ат*.

Если в законе Рауля заменить давление на летучесть, то растворы могут быть рассмотрены как идеальные:

$$xf_L = yf_V, \qquad \text{(III. 5)}$$

где f_L — летучесть жидкого индивидуального компонента при равновесных значениях давления и температуры; f_V — летучесть парообразного индивидуального компонента при равновесных значениях давления и температуры.

Идеальные константы равновесия были получены на основании равенства [III. 67]

$$K = \frac{y}{x} = \frac{f_L}{f_V}. \qquad \text{(III. 6)}$$

Было найдено, что летучесть можно определять экстраполированием и для области температур, превышающих критические. Летучесть определяется из данных pVT по следующим термодинамическим формулам.

Определение летучести:

$$\ln f = \ln p - \frac{1}{RT}\int_0^p \left(\frac{RT}{p} - V\right) dp, \qquad \text{(III. 7)}$$

где R — газовая постоянная; T — абсолютная температура; V — удельный объем.

Это выражение равнозначно следующему равенству:

$$RTd(\ln f) = Vdp. \qquad \text{(III. 8)}$$

При постоянной температуре, когда другие виды энергии, кроме тепла и компрессии, могут не приниматься в расчет, летучесть может определяться из выражения свободной энергии

$$dF = Vdp = RTd(\ln f). \qquad \text{(III. 9)}$$

Выражение (III. 7) или (III. 8) может быть приведено к форме, удобной для расчета летучести жидких и газообразных веществ, графическим методом:

$$\ln f = \ln p - \int_0^p \frac{1-z}{p}\, dp, \qquad \text{(III. 10)}$$

где z — коэффициент сжимаемости.

На рис. III. 30 приведена обобщенная диаграмма летучести природных газов, на которой даны значения коэффициента активности [III. 25], равного отношению f/p при различных значениях приведенных давлений и температур. Эти значения летучести могут быть использованы для определения идеальных констант равновесия [III. 67].

Если имеются значения констант равновесия, экспериментально определенные по составу паровой и жидкой фаз, то они могут быть использованы вместо идеальных констант равновесия. Работа Катца и Хегмута (Katz and Hachmuth), опубликованная в 1937 г., была посвящена изучению констант равновесия для систем природный газ — нефть.

На рис. III. 31 приведено сравнение констант по закону Рауля с экспериментальными константами равнове-

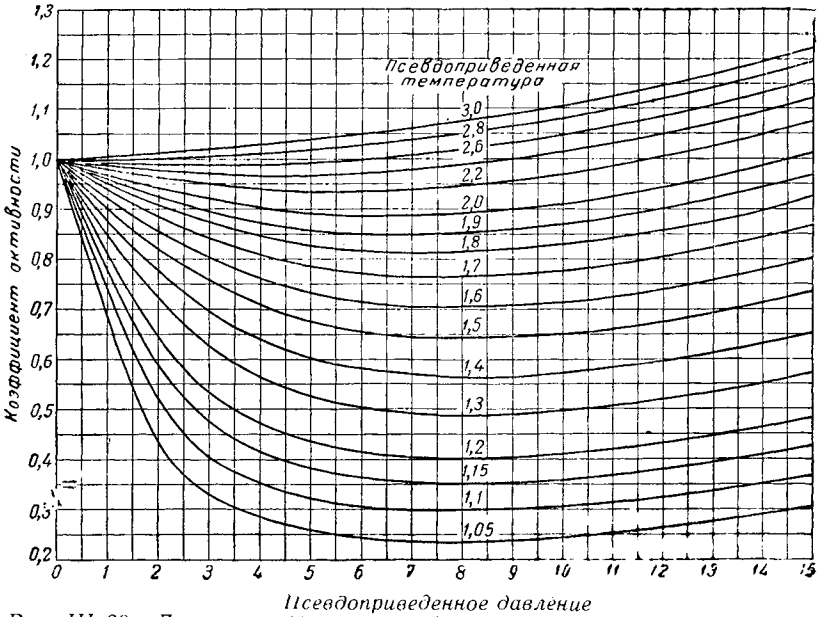


Рис. III. 30. Летучесть (фугетивность) природных газов [IV. 16, III. 25].

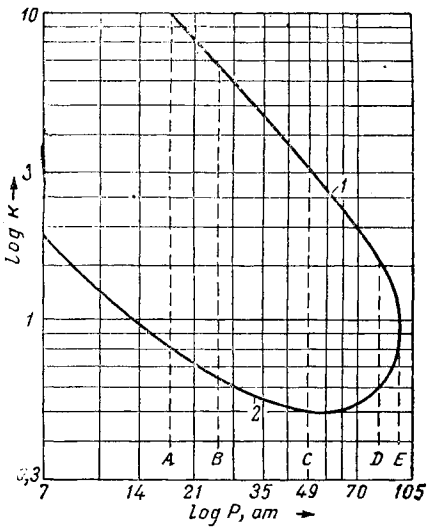


Рис. III. 32. Константы равновесия для системы метан—пропан при 38° С [III. 58].

1 — метан; *2* — пропан.

сия. На этом графике представлены данные для системы природный газ — нефть при температуре 49° С, а также данные для бинарной системы метан — пропан, взятые из работы Седжа и Леси, и для системы этан — гептан, взятые у Кея. В логарифмических координатах закон Рауля представляется прямыми линиями с коэффициентом пропорциональности, равным — 1, и проходящими через значение давления, равного давлению насыщенного пара при принятой температуре. Для пропана и бутанов при давлениях ниже давления насыщенного пара экспериментальные константы равновесия отличаются от закона Рауля. При давлениях, превышающих давления насыщенного пара, экспериментальные константы равновесия сходятся в одной точке при $K = 1$. Так, для пропана в метане при давлении 70 *ат* и температуре 49° С значение действительной константы равновесия равно 0,6, в то время как закон Рауля дает значение, равное 0,24. Подобный характер влияния давления подчеркивает, что константы равновесия изменяются в зависимости от состава фаз и значительно отклоняются от закона Рауля. Температура 49° С превышает критические температуры для метана и этана, поэтому проведенные для них линии на основании закона Рауля ненадежны при всех значениях давления.

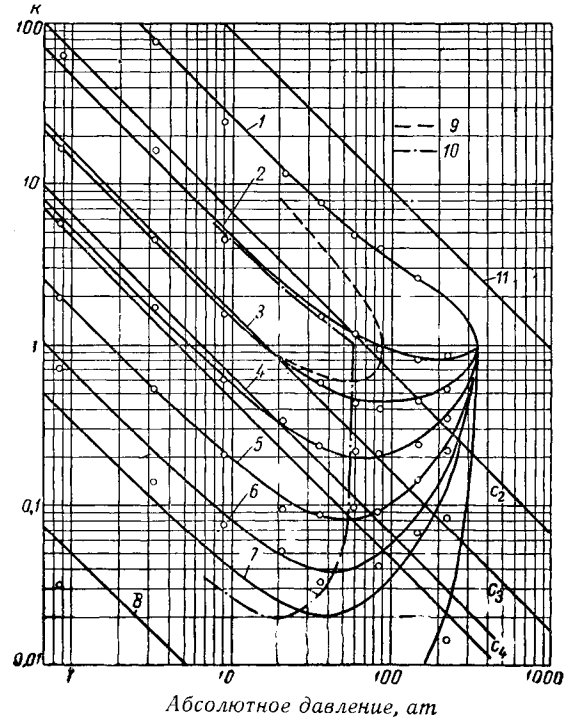


Рис. III. 31. Сравнение закона Рауля с экспериментально измеренными константами равновесия при 49° С [III. 27].

1 — метан; *2* — этан; *3* — пропан; *4* — бутаны; *5* — пентаны; *6* — гексаны; *7* — гептаны; *8* — гептаны +, *9* — по данным Седжа и Леси; *10* — по данным Кея; *11* — по закону Рауля.

Для лучшего понимания критических явлений и фазовых изменений можно пользоваться данными поведения бинарной системы. На рис. III. 32 приведена кривая констант равновесия для метана и пропана при 38° С. Эта кривая построена по данным исследования системы метан — пропан (см. графики на рис. III. 12, III. 16 и III. 17).

Для определения состава фаз тройных систем, помимо температуры и давления, требуется знать величину третьей переменной, в качестве которой может быть использован параметр, характеризующий состав смеси. Это позволит получить точки давлений сходимости, как показано на рис. III. 21 или III. 25.

До настоящего времени исследовано большое число простых углеводородных систем, содержащих метан. Поэтому имеется достаточное количество данных для решения вопросов, связанных с такими системами. Многие вопросы, связанные с более сложными системами, могут быть решены с помощью изучения поведения бинарных и тройных систем. Данные для сложных систем и методы оценки их констант равновесия изложены в главе VI.

ГЛАВА IV

СВОЙСТВА ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ И ЛЕГКИХ УГЛЕВОДОРОДНЫХ ЖИДКОСТЕЙ

Знание свойств и поведения природного газа, будь то чистый метан или смесь легких углеводородов (часто с добавками неуглеводородных газов — азота, углекислоты и сероводорода), позволяет более рационально решать вопросы его добычи, переработки и транспорта. Компоненты природного газа обычно находятся в газообразном состоянии, но иногда могут существовать как жидкости или твердые тела. Наиболее важным является вопрос о фазовом состоянии, в котором находятся компоненты природного газа. В этой главе будут рассмотрены следующие свойства природных газов и их компонентов;

коэффициент диффузии;
коэффициент сжимаемости газов;
плотность газов и жидкостей;
поверхностное натяжение;
термодинамические свойства:
а) теплоемкость,
б) скрытая теплота парообразования,
в) энтальпия смеси;
теплотворная способность;
пределы воспламеняемости;
критические свойства;
вязкость;
теплопроводность.

Состав природных газов некоторых месторождений приведен в табл. I. 5 и I. 8. Методы анализа газов приведены в главе VI в связи с рассмотрением равновесия системы жидкость — пар. В общем по своему составу природные газы сходны между собой. Для большинства газов концентрации компонентов изменяются в довольно узких пределах. Использование удельного веса газа в качестве характеризующего параметра зависит от того, насколько газы сходны по составу. Легатский, Тук и Гранди (Legatski, Tooke and Grundy) [VI. 57] дали диаграмму, на которой состав любого газа выражается прямой линией (рис. IV. 1).

Физические свойства чистых углеводородов даны в табл. П. I (см. приложение).

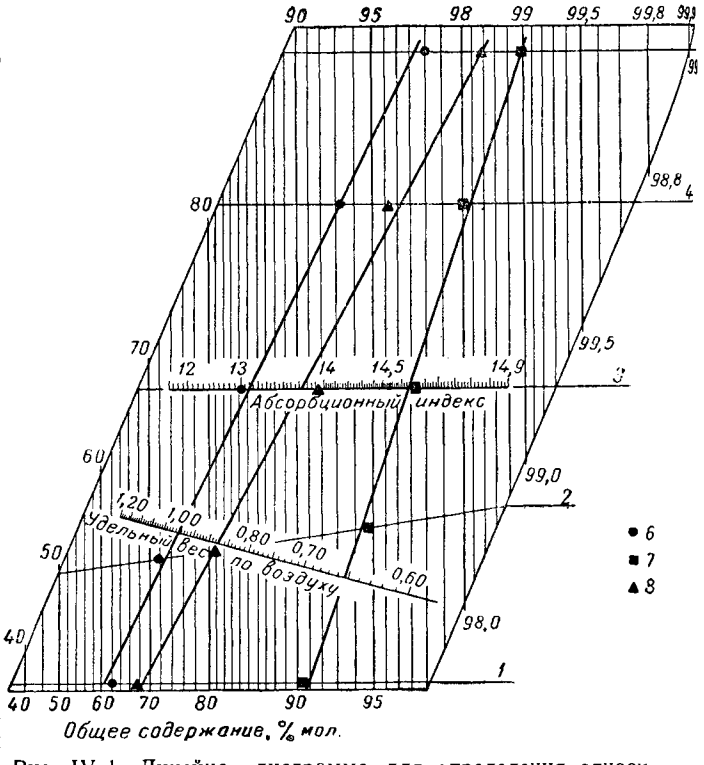


Рис. IV. 1. Линейная диаграмма для определения относительного удельного веса по составу природных газов [IV. 57].

1 — метан; *2* — этан; *3* — пропан; *4* — бутаны; *5* — пентаны; *6* — проба 3; *7* — проба 4; *8* — проба 5.

§ 1. МОЛЕКУЛЯРНАЯ ТЕОРИЯ ГАЗОВ И ЖИДКОСТЕЙ

Свойства газов и жидкостей обусловлены природой молекул и сил межмолекулярного взаимодействия. Кинетическая теория газов, разработанная в XIX в. Джоулем, Клаузиусом, Больцманом и Максвеллом, трактует газовое состояние как «совокупность молекул, каждая из которых движется в произвольном направлении, причем движение одной молекулы совершенно не контролируется силами других молекул, несмотря на то, что как скорость, так и направление ее движения могут резко меняться всякий раз, когда она сталкивается с другой молекулой или ударяется о стенки сосуда» [IV. 45]. В первом приближении газ можно рассматривать как совокупность частиц, не имеющих объема и не взаимодействующих между собой. Поведение газов при

низких давлениях согласуется с теорией, основанной на этих простых предположениях. Постепенно, по мере накопления данных о несоответствии между теорией и наблюдаемым поведением реальных газов, это предположение видоизменялось. При этом более точно учитывался объем молекул и сил межмолекулярного взаимодействия. Позднее современная механико-статистическая теория, развитая на основе квантовой теории молекул, установила связь между всей совокупностью свойств газов и сил межмолекулярного взаимодействия [IV. 41].

Чтобы связать количество одного вещества с количеством другого, в теории материи было использовано понятие моля. Масса одного атома кислорода была произвольно принята за 16 (моль кислорода O_2 за 32), а относительная масса других элементов или молекул была определена как их атомные или молекулярные веса. Закон Авогардо устанавливает, что равные объемы различных газов при одинаковой температуре и одинаковом давлении содержат одинаковое число молекул. Это число равно $6{,}02\times10^{23}$ молекул в 1 *г-моль* вещества (32 *г* кислорода) при 0° С и атмосферном давлении (22 414 $см^3$). 1 *кг-моль* кислорода весит 32 000 *г* и состоит из $1000\times6{,}02\times10^{23} = 6{,}02\times10^{26}$ молекул.

1. УРАВНЕНИЕ СОСТОЯНИЯ

Газовый закон, связывающий давление, температуру и объем для газа, в котором не учитывают объем молекул и пренебрегают силами межмолекулярного взаимодействия, известен как уравнение состояния идсального или совершенного газа:

$$pV = nRT, \qquad \text{(IV. 1)}$$

где p — давление; V — объем; n — число молей; R — газовая постоянная; T — абсолютная температура. Значение газовой постоянной R при различных размерностях давления, температуры и объема приведено в табл. IV. 1. При давлении, близком к атмосферному, поведение газов подчиняется законам идеального газа, так что давление или объем системы могут быть подсчитаны по данным значениям температуры и массы. При этом относительная ошибка будет составлять не более 5%. В тех случаях, когда требуется более точный подсчет или если газ находится при высоком давлении, уравнение идеального газа неприменимо.

Таблица IV. 1

Константы газового закона

$pV = nRT$

Значения R для различных размерностей

Размерность давления p	Размерность температуры T	Размерность объема V	R для n = 1 *моль*
am	°K (°C + 273,16)	л	0,082055
psia	°R (°F + 460)	куб. футы	10,73
фунт/кв. фут	°R (°F + 460)	куб. футы	1545,0

R для воздуха, когда n = 1 фунту

фунт/кв. фут	°R (°F + 460)	куб. футы	53,2

Используя данные по pVT-соотношению для индивидуальных углеводородов и для природных газов, можно определить их отклонение от законов идеального газа (библиография по этому вопросу дается в работах [IV. 61, IV. 80, I. 2, I. 9]).

Существуют два обычно применяемых метода приведения уравнения состояния идеальных газов (IV. 1) к виду, удобному для определения pVT (соотношений реальных газов). Один из них состоит в том, что в уравнение состояния идеальных газов вводится коэффициент сжимаемости z:

$$pV = znRT. \qquad \text{(IV. 2)}$$

Этот газовый закон является общим для любых газов. Коэффициент сжимаемости является функцией температуры, давления и состава газа и выражается в зависимости от этих переменных графически или аналитически.

Метод определения коэффициента сжимаемости по графикам будет детально изложен в соответствующем разделе [1]. Необходимо отметить, что в технических расчетах используется обычно именно этот метод для определения коэффициента сжимаемости газа.

Другой метод реальных соотношений газов заключается в применении уравнения состояния, учитывающего собственный объем молекул и силы молекулярного взаимодействия. Такое уравнение состояния реальных газов впервые было дано Ван-дер-Ваальсом в виде

$$\left(p + \frac{a}{V^2}\right)(V - b) = RT. \qquad \text{(IV. 3)}$$

В этом уравнении b — собственный объем молекул газа; a — сила притяжения молекул. Значения констант a и b уравнения Ван-дер-Ваальса приведены в табл. IV. 2.

В свое время было предложено несколько видов уравнения состояния реальных газов, причем константы в этих уравнениях вычислялись на основании экспериментальных данных. Часто пользуются уравнением Битти — Бриджмена (Beattie — Bridgeman) [IV. 7. IV. 90].

$$p = \frac{RT}{V^2}\left(1 - \frac{c}{VT^3}\right)\left[V + B_0\left(1 - \frac{b}{V}\right)\right] - \frac{A_0\left(1 - \frac{a}{V}\right)}{V^2}. \qquad \text{(IV. 4)}$$

Это уравнение хорошо согласуется с экспериментальными данными для газов, плотность которых не превышает двух третей от плотности газа при критических условиях. В уравнении (IV. 4) a, b, c, A_0 и B_0 являются постоянными для данных компонентов природного газа (см. табл. IV. 2).

Бенедикт, Уебб и Рабин (Benedict, Webb and Rubin) [IV. 10] дали уравнение состояния легких углеводородов в виде

$$p = RTd + \left(B_0RT - A_0 - \frac{C_0}{T^2}\right)d^2 + (bRT - a)\,d^3 + a\alpha d^6 + \frac{cd^3}{T^2}\left[(1 + \gamma d^2)\,e^{-\gamma d^2}\right], \qquad \text{(IV. 5)}$$

где d — молярная плотность, а параметры A_0, B_0, C_0, a, b, c, α и γ являются величинами, постоянными для индивидуальных веществ. Для смесей эти параметры являются функцией состава смеси. Значения этих параметров для различных индивидуальных углеводородов и

[1] См. раздел «Сжимаемость природного газа». — *Прим. ред.*

Таблица IV.2

Коэффициенты для индивидуальных углеводородов

Параметр	Метан	Этилен	Этан	Пропилен	Пропан	Изобутан	Изобутилен	Н-бутан	Изопентан	Н-пентан	Н-гексан	Н-гептан
Молекулярный вес	16,031	28,031	30,047	42,047	44,062	58,078	56,062	58,078	72,094	72,094	86,109	100,125
B_0	0,04260000	0,0556833	0,0627724	0,0850647	0,0973130	0,137544	0,116025	0,124361	0,160053	0,156761	0,177813	0,199005
A_0	1,85500	3,33958	4,15556	6,11220	6,87225	10,23264	8,95325	10,0847	12,7959	12,1794	14,4375	17,5208
C_0	0,0225700	0,131140	0,179592	0,439182	0,508256	0,849943	0,927280	0,992830	1,74632	2,12122	3,31935	4,74574
σ	0,00338004	0,0086000	0,0111220	0,0187059	0,0225000	0,0424352	0,0348156	0,0399983	0,0668120	0,0668120	0,109131	0,151954
a	0,494000	0,259000	0,345160	0, 774056	0,947700	1,93763	1,69270	1,88231	3,75620	4,07480	7,11671	10,36475
$c \cdot 10-6$	0,00254500	0,021120	0,0327670	0,102611	0,129000	0,286010	0,274920	0,316400	0,695000	0,824170	1,51276	2,47000
$a \cdot 10^3$	0,124359	0,178000	0,243389	0,455696	0,607175	1,07408	0,910889	1,10132	1,70000	1,81000	2,81086	4,35611
$\gamma \cdot 10^2$	0,60000	0,923000	1,18000	1,82900	2,20000	3,40000	2,95945	3,40000	4,63000	4,75000	6,66849	9,00000
$A_0 \cdot \frac{1}{2}$	1,36198	1,82745	2,03852	2,47229	2,62150	3,19885	2,99220	3,17564	3,57714	3,48990	3,79964	4,18576
$C_0 \cdot 10-3 \cdot \frac{1}{2}$	0,150233	0,362133	0,423783	0,662708	0,712921	0,921924	0,962954	0,996410	1,32148	1,45644	1,82191	2,17847
$\sigma^{1/3}$	0,150075	0,204880	0,223217	0,265456	0,282310	0,348799	0,326531	0,341990	0,405775	0,405775	0,477878	0,533626
$a^{1/3}$	0,366924	0,637431	0,701466	0,918172	0,982254	1,24669	1,19178	1,23471	1,55447	1,59723	1,92350	2,18032
$a^{1/3} \cdot 10-2$	0,136530	0,276417	0,319997	0,468164	0,505277	0,658861	0,650233	0,681415	0,885785	0,937574	1,14795	1,35176
$d^{1/3} \cdot 10$	0,499143	0,562523	0,624358	0,769531	0,846781	1,02411	0,969368	1,03269	1,19348	1,21869	1,41128	1,63318
$\gamma^{1/2} \cdot 10$	0,774600	0,960729	1,08628	1,35241	1,48324	1,84391	1,72031	1,84391	2,15174	2,17943	2,58234	3,00000

Примечание: При расчете коэффициентов приняты следующие размерности:
P — атмосферы физические (*atm*); d — *моль/л*; T — градусы абсолютной шкалы (°C+273,13); R—0,08207 *л atm/моль град. абс.*

некоторых других газов приведены в табл. IV.2. Для определения численных значений этих параметров для смеси углеводородов пользуются следующими формулами:

$$B_0 = \sum x_i B_{0i}, \qquad \text{(IV. 6)}$$

$$A_0 = \left(\sum x_i A_{0.i}^{1/2}\right)^2, \qquad \text{(IV. 7)}$$

$$C_0 = \left(\sum x_i C_{0.i}^{1/2}\right)^2, \qquad \text{(IV. 8)}$$

$$b = \left(\sum x_i b_i^{1/3}\right)^3, \qquad \text{(IV. 9)}$$

$$a = \left(\sum x_i a_i^{1/3}\right)^3, \qquad \text{(IV. 10)}$$

$$c = \left(\sum x_i C_i^{1/3}\right)^3, \qquad \text{(IV. 11)}$$

$$\alpha = \left(\sum x_i \alpha_i^{1/3}\right)^3, \qquad \text{(IV. 12)}$$

$$\gamma = \left(\sum x_i \gamma_i^{1/2}\right)^2, \qquad \text{(IV. 13)}$$

где x — молярные доли компонентов в смеси, а $B_{0,i}$, $A_{0,i}$ и т. д. — числовые значения констант соответствующих компонентов.

Если смесь углеводородов состоит из большого числа компонентов, то подсчитывать параметры смеси по приведенным выше формулам вследствие их громоздкости не является наилучшим методом.

Мартин и Хоу (Martin and Hou) [IV. 59] вывели сложное, но надежное уравнение состояния индивидуальных углезодородов. Это уравнение включает десять констант, числовые значения которых могут быть получены по критическим данным pVT и по наклону кривой упругости пара в критической точке.

Эти уравнения состояния позволяют экстраполировать данные, получаемые экспериментально, и предсказывать отклонение поведения этих газов от законов идеального газа. Эти уравнения являются математической основой для предсказания термодинамических свойств системы в виде pVT-соотношений.

Вывод уравнений состояния, основанный на механико-статистической теории [IV. 41, IV. 12], предполагает, что причиной отклонения реальных газов от законов идеального газа является наличие сил межмолекулярного взаимодействия.

Уравнение состояния с вириальными коэффициентами

$$\frac{pV}{RT} = z = 1 + \frac{B}{V} + \frac{C}{V^2} + \frac{D}{V^3} \qquad \text{(IV. 14)}$$

дает коэффициент сжимаемости в виде степенного ряда. В этом уравнении B, C и D называются соответственно двойным, тройным и четверным вириальными коэффициентами. Вириальные коэффициенты являются функцией только температуры и зависят главным образом от молекулярных взаимодействий, в которых одновременно участвуют соответственно две, три и четыре молекулы. Определять вириальные коэффициенты и коэффициенты сжимаемости можно более точно лишь для газов, состоящих из простых молекул, таких, как кислород и азот [IV. 36]. На системы природных газов уравнение (IV. 14) пока не было распространено. Методы статистической механики могут быть с успехом использованы для определения таких свойств, как плотность, вязкость и теплопроводность.

2. СКОРОСТЬ ДВИЖЕНИЯ И ДЛИНА СВОБОДНОГО ПРОБЕГА МОЛЕКУЛ

Молекулы индивидуальных газов имеют широкий предел скоростей и движутся во всевозможных направлениях. Распределение молекул по скоростям их движения впервые было дано Максвеллом (Maxwell) [IV. 45, IV. 89]. Качественно это распределение показано на рис. IV. 2.

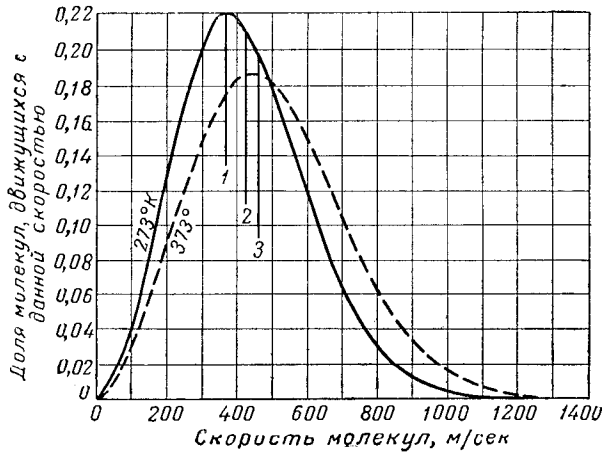


Рис. IV. 2. Распределение молекул по скоростям [IV. 89].

1 — наиболее вероятная скорость; *2* — средняя скорость; *3* — среднеквадратичная скорость.

В зависимости от концентрации или плотности газа его молекулы будут проходить большее или меньшее расстояние, прежде чем они столкнутся с другими молекулами. Поскольку известно распределение молекул по скоростям, известно и соотношение между числом молекул и расстоянием, пройденным с данной скоростью. Среднее расстояние, которое проходит молекула между двумя столкновениями, называется средней длиной свободного пробега молекул.

Чапмен и Каулинг (Chapman and Couling) [IV. 24] дали следующую формулу для средней длины свободного пробега молекул:

$$\lambda = \frac{1}{N\pi\sigma^2\sqrt{2}} = \frac{0{,}225}{N\sigma^2}, \qquad \text{(IV. 15)}$$

где λ — средняя длина свободного пробега молекул в *см*; N — число молекул в 1 $см^3$; σ — диаметр молекулы в *см*. При выводе этой формулы предполагалось, что молекула представляет собой гладкий упругий шар.

Диаметр молекулы водорода, найденный Чапменом и Каулингом, равен $2{,}73\times10^{-8}$ *см*. Так как при нормальных условиях (температуре 0° С и давлении 1 *ат*) в одном моле газа содержится $6{,}02\times10^{23}$ молекул, а объем одного моля равен 22,414 $см^3$, то в 1 $см^3$ число молекул составит $2{,}68\times10^{19}$. Поэтому средняя длина свободного пробега молекул при давлении 1 *ат*

$$\lambda = \frac{0{,}225}{2{,}68\times10^{19}\times2{,}73^2\times10^{-16}} = 1{,}12\times10^{-5}\ см. \qquad \text{(IV. 16)}$$

Для водорода в 1 $см^3$ при нормальных условиях (0° С и 1 *ат*) общее число столкновений в секунду составляет $2{,}05\times10^{29}$, а частота столкновения одной молекулы $1{,}5\times10^{10}$ в 1 *сек*. Время между столкновениями равно $6{,}6\times10^{-11}$ *сек* [IV. 24]. Средняя длина свободного пробега молекул не зависит ни от массы молекулы, ни от температуры, если температура не влияет на диаметр молекулы. Так, средняя длина свободного пробега молекул для всех газов при атмосферном давлении составляет порядка 10^{-5} *см*, что в 200—400 раз больше диаметра молекул (см. табл. IV. 3). Этот факт является обоснованием хаотического движения молекул при выводе формулы (IV. 15). Средняя длина свободного пробега молекул зависит от числа молекул в данном объеме и для идеальных газов является обратно пропорциональной давлению. При давлении 100 *ат* средняя длина свободного пробега молекул, рассчитанная по формуле (IV. 15), становится соизмеримой с диаметром молекул. Следовательно, эта формула справедлива только при малых значениях давления. При давлении 0,01 *мм рт. ст.* средняя длина свободного пробега молекул достигает 1 *см*.

Таблица IV. 3

Значения диаметров и средних длин свободного пробега молекул

Вещество	Диаметр σ, Å*	Средняя длина свободного пробега λ, *см* × 10^5	
		вычисленная** при нормальных условиях (0° С и 1 *атм*)	из данных течения газа
Метан	3,35—3,88	0,75—0,56	0,64
Этан	3,54—3,81	0,67—0,58	0,40
Пропан	4,21—4,42	0,473—0,430	0,28
н-Бутан	4,5—4,82	0,415—0,362	
Этилен	3,70—3,35	0,614—0,749	
Пропилен	4.02—4,32	0,52—0,45	
Водород	2,57—2.73	1,27—1,125	1,45
Азот	3,36—3,68	0,74—0,62	0,83
Гелий	1,90	2,33	2,33
Углекислый газ	3,996	0,53	0,53

* 1 ангстрем (Å) = 10^{-8} *см*.

** $\lambda = \frac{0{,}225}{N\sigma^2} = \frac{0{,}225\times10^{16}}{2{,}68\times10^{19}\times\sigma^2} = 8{,}4\times10^{-5}\times\frac{1}{\sigma^2}$ для случая, когда λ выражается в *см*, а σ в ангстремах (*см* × 10^{-8}).

Молекулы углеводородов сложнее молекул водорода, и поэтому их диаметр точно не известен. Разные методы измерения диаметра молекул углеводородных газов дают различные значения. В табл. IV. 3 значения вычисленных средних длин свободного пробега молекул рассчитаны по приведенным в этой таблице значениям диаметров молекул. Средняя длина свободного пробега молекул при давлении, отличном от атмосферного, может быть найдена путем деления средней длины свободного пробега молекул при атмосферном давлении на абсолютное давление, выраженное в атмосферах.

На рис. II. 16 приведены значения проницаемости пористой среды для различных газов. Опыты, на основании которых построен этот график, более отчетливо показывают соотношение длин свободного пробега молекул различных газов, чем данные, приведенные в табл. IV. 3. Подсчитывая A_0 в уравнении (II. 7) для различных газов, взятых из рис. II. 16, можно выразить длины свободного пробега молекул с помощью следующего соотношения:

$$\frac{b_1}{b_2} = \frac{\lambda_1}{\lambda_2}. \qquad \text{(IV. 17)}$$

Значения длин свободного пробега молекул, определяемые на основании данных по течению газа (см. табл. IV. 3), рассчитывались по формуле (IV. 17). При этом значение λ для гелия принималось как стандартное. В табл. IV. 3 показано удовлетворительное соотношение между вычисленными значениями λ и значениями, полученными из опытов по течению газа.

3. ДИФФУЗИЯ ГАЗОВ

Если два индивидуальных газа привести в соприкосновение, то молекулы одного газа будут проникать в область, занятую другим газом, и наоборот. Этот процесс, посредством которого газовая среда становится однородной по составу, называется диффузией.

Процессы диффузии имеют большое значение в некоторых областях газовой промышленности. Процесс диффузии, например, определяет время, необходимое для полного смешения двух газов в лабораторных установках высокого давления. Если в пористой среде происходит вытеснение одного газа другим, то молекулярная диффузия вызывает смешение этих газов на границе их раздела. Если газ движется через пористую среду, поверхность которой смочена жидкостью, достижение равновесия между газовой и жидкой фазами зависит от процессов диффузии.

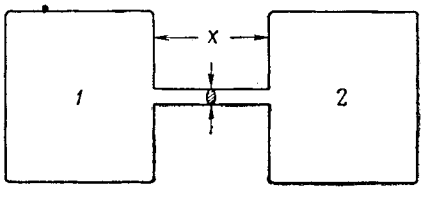


Рис. IV. 3. Схема прибора для исследования процесса диффузии.

Коэффициенты диффузии могут быть определены на приборе, схематически изображенном на рис. IV. 3. Сосуд *1* заполнен чистым водородом, а сосуд *2* смесью водорода с углекислым газом. Молекулы углекислого газа будут стремиться перейти в сосуд *1* по трубке, соединяющей эти сосуды. Если размеры сосудов значительно больше размера соединяющей их трубки, непрерывно перемешивается содержимое сосудов для поддержания однородного состава газа на разных концах трубки, то процесс диффузии углекислого газа будет установившимся. Такой процесс диффузии описывается следующим уравнением (закон Фика):

$$\frac{dn}{dt} = -DA\frac{dc}{dx}, \qquad \text{(IV. 18)}$$

где n — число молекул диффундирующего компонента; t — время; A — площадь; c — концентрация диффундирующего компонента; x — расстояние, на которое происходит диффузия; D — коэффициент диффузии.

Пример. Коэффициент диффузии $C^{14}O_2$ в водороде при 100° С равен 0,341 *см²/сек* [IV. 25]. Определить скорость диффузии при 100° С через трубку с поперечными размерами 2×2 *мм* и длиной 2 *см*, если в сосуде *1* концентрация $C^{14}O_2$ в водороде составляет 0,1% мол., а в сосуде *2* концентрация $C^{14}O_2$ в водороде равна 1,0%:

$$\frac{dn}{dt} = -DA\frac{dc}{dx} = (0{,}341\ см^2/сек) \times \left(\frac{0{,}2 \times 0{,}2}{2{,}0}\ см^2/см\right) \times$$

$$\times \frac{0{,}009 \times 273}{22414 \times 373}\ моль/см^3 = 2{,}0 \times 10^{-10}\ моль/сек.$$

Если диффузия происходит с большой скоростью, процесс может быть неустановившимся, так как концентрация диффундирующих молекул на разных концах трубки непрерывно изменяется. Тогда применяется второй закон Фика для неустановившегося процесса диффузии:

$$\frac{dn}{dt} = D\frac{\partial^2 c}{\partial x^2}. \qquad \text{(IV. 19)}$$

Коэффициент диффузии может быть установлен по поведению молекул [IV. 5, IV. 24, IV. 39]. Пиллиленд дает выражение для коэффициента диффузии при атмосферном давлении в следующем виде:

$$D = \frac{0{,}0043\, T^{3/2}\left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}\right)^{1/2}}{\left(V_A^{1/3} - V_B^{1/3}\right)^2 P}, \qquad \text{(IV. 20)}$$

где T — абсолютная температура в °К (273+°С); M_A и M_B — молекулярные веса газов A и B; V_A и V_B — молярные объемы газов в точке кипения при нормальном давлении в *см³/моль*; P — общее давление в *ат*; D — коэффициент диффузии газа в *см²/сек*.

Коэффициент диффузии обратно пропорционален давлению, т. е. произведение коэффициента диффузии на плотность дает постоянную величину. Значение

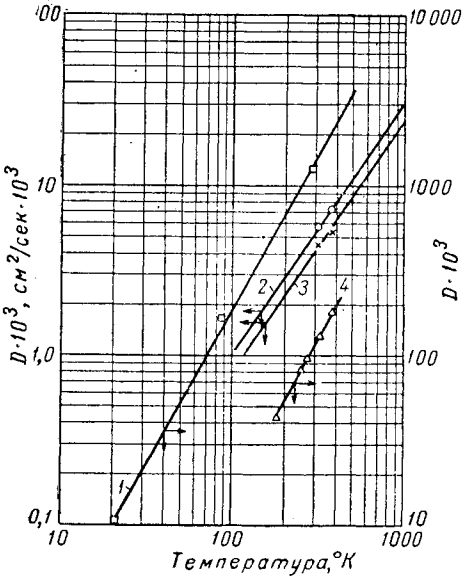


Рис. IV. 4. Влияние температуры на коэффициент диффузии при атмосферном давлении.

1 — самодиффузия H_2; *2* — $C^{14}O_2$ в $CO_2 + H_2$; *3* — $C^{14}O_2$ в $CO_2 + C_3H_8$; *4* — самодиффузия CO_2

показателя степени абсолютной температуры в уравнении (IV. 20) зависит от типа молекулы. Для упругих молекул сферической формы показатель степени равен $^3/_2$.

Чоу и Мартин (Chou and Martin) [IV. 25] изучали диффузию углекислого газа, содержащего C^{14}, в смесях $CO_2 - H_2$ и $CO_2 - C_3H_8$. Результаты этих исследований при $p = 1$ *ат*, представленные на рис. IV. 4 в виде зависимости коэффициента диффузии от температуры, показывают, что эта зависимость такая же, как и самодиффузия водорода [IV. 39]. В табл. IV. 4 даны значения коэффициентов диффузии для некоторых газов при атмосферном давлении.

Данные Чоу и Мартина, представленные на рис. IV. 5, подтверждают, что произведение коэффициента диффузии на плотность есть величина практически постоянная. Результаты исследования этих же авторов, приведенные на рис. IV. 6, иллюстрируют влияние состава бинарной системы на коэффициент диффузии. Из других работ в этой области следует отметить работу Джефриса и Дрикамера (Jeffries and Drickamer) [IV. 46] для системы метан — TCH_3 (место одного атома водо-

Таблица IV.4

Значения коэффициентов диффузии газов при атмосферном давлении

Система	T, °C	D^* по Фику, $см^2/сек$
Водород в воздухе	25	0,410
Водород в водороде	0	1,29
CO_2 в воздухе	25	0,164
CO_2 в метане	0	0,147
Метан в воздухе	0	0,196
Водород в CO_2	0	0,53
Водород в метане	0	0,63
Водород в этане	0	0,46
Октан в воздухе	25	0,060
Бензол в воздухе	25	0,088
$C^{14}O_2$ в $C^{12}O_2+C_3H_8$:		
Мольные % C_3H_8: 20,3	100	0,0054
44,1	100	0,0051
77	100	0,0047
$C^{14}O_2$ в $C^{12}O_2+H_2$:		
Мольные % H_2: 21	100	0,0073
56,8	100	0,0113
73,4	100	0,0144
93,6	100	0,0244
Метан в метане	19	0,214

* Данные взяты из [IV.5, IV.25, IV.121a].

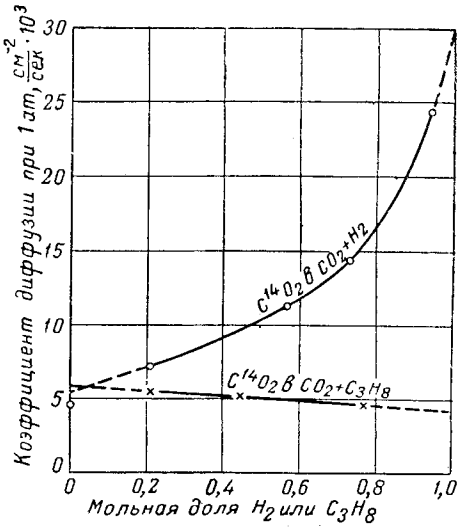


Рис. IV. 6. Влияние концентрации на коэффициент диффузии [IV. 25].

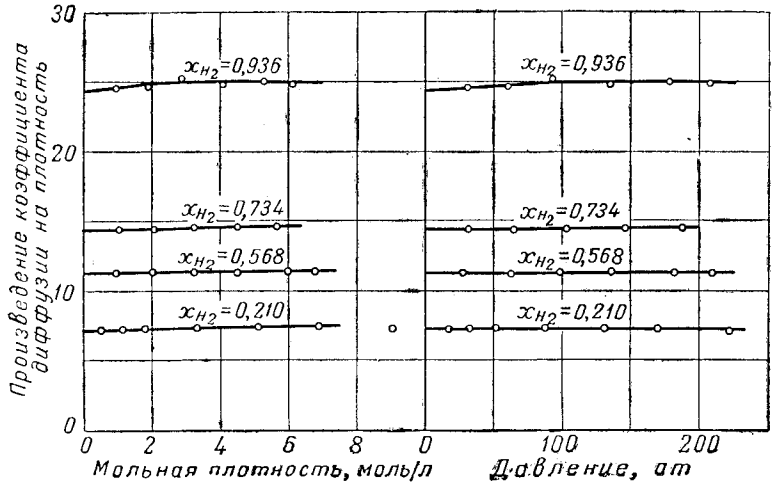


Рис. IV. 5. Коэффициент диффузии $C^{14}O_2$ в системе $C^{12}O_2 + H_2$ при температуре 100° С [IV. 25].

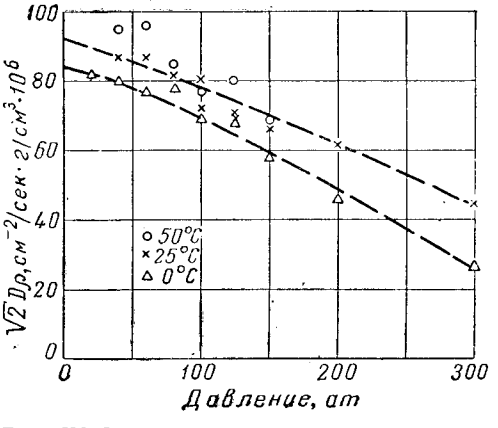


Рис. IV. 7. Диффузия в системе CH_4 — TCH_3 [IV. 46].

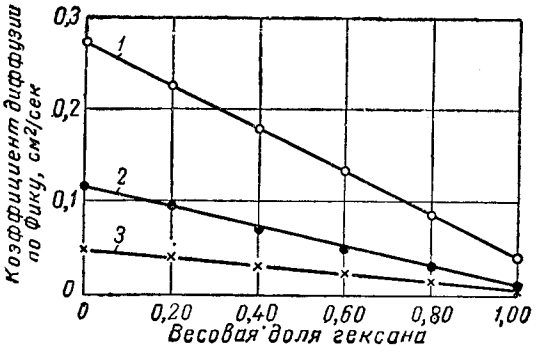


Рис. IV. 8. Коэффициент диффузии в системе метан — *н*-гексан [IV. 22].

1 — метан при 21° С и 1 *ат*; *2* — метан при 21° С и 2,8 *ат*; *3* — гексан при 21° С и 1 *ат*.

Таблица IV.5

Значения коэффициентов диффузии углеводородных газов по Фику

Наименование	Коэффициент диффузии*, $см^2/сек \times 10^4$							
	Температура, °С							
	21,1		37,8		71,1		104,4	
	Весовая доля							
	0	1,0	0	1,0	1	1,0	0	1,0
Давление 1,03 *ат*								
Метан в *н*-гексане	0,0417	0,2725	0,0572	0,3571				
н-Гексан в метане	0,0476	0,0072	0,0633	0,0101				
Этан в *н*-гексане	0,0320	0,1100	0,0430	0,1402				
н-Гексан в этане	0,0361	0,0105	0,0467	0,0143				
Пропан в *н*-гексане	0,0162	0,0369	0,0271	0,0594				
н-Гексан в пропане	0,0180	0,0079	0,0293	0,0134				
Давление 4,2 *ат*								
Метан в *н*-гексане	0,0044	0,0885	0,0090	0,1070	0,0177	0,1457	0,0258	0,1800
н-Гексан в метане	0,0106	0,0006	0,0153	0,0013	0,0235	0,0029	0,0308	0,0045
Этан в *н*-гексане	0,0027	0,0271	0,0055	0,0330	0,0090	0,0454	0,0163	0,0579
н-Гексан в этане	0,0062	0,0007	0,0090	0,0015	0,0140	0,0028	0,0188	0,0053
Пропан в *н*-гексане	0,0014	0,0083	0,0034	0,0128	0,0078	0,0207	0,0126	0,0288
н-Гексан в пропане	0,0029	0,0005	0,0053	0,0014	0,0096	0,0036	0,0288	0,0126

* Данные взяты из [IV.22].

рода занимает тритий) (рис. IV.7), а также данные Огерна и Мартина (O'Hern and Martin) [IV.62] и Тиммерхауза и Дрикамера (Timmerhaus and Drickamer) [IV.92].

Седж и Леси измеряли коэффициенты диффузии *н*-гексана и гептана в парах метана, этана и пропана [IV.21, IV.22, IV.23]. Графики, представленные на рис. IV.8, показывают, что коэффициент диффузии метана в *н*-гексане прямо пропорционален концентрации последнего. В табл. IV.5 представлены значения коэффициентов диффузии углеводородных газов.

Для определения коэффициента диффузии отдельного компонента в многокомпонентной смеси можно пользоваться уравнением Уилка [IV.96]

$$D'_A = \frac{1 - y_A}{y_B/D_{AB} + y_C/D_{AC} + y_D/D_{AD} + \ldots}, \quad \text{(IV.21)}$$

где D'_A — среднеэффективный коэффициент диффузии компонента A в сложной смеси; D_{AB} — коэффициент диффузии компонента A в смеси компонентов A и B; D_{AC} — коэффициент диффузии компонента A в смеси компонентов A и C; y — мольные концентрации.

Индексы A, B, C и т. д. относятся к компонентам газа A, B, C и т. д.

4. СМЕШЕНИЕ ГАЗОВ В БОМБАХ ВЫСОКОГО ДАВЛЕНИЯ

Смешение газов в бомбах под давлением было изучено Смитом (Smith) [IV.84]. Он рассчитывал диффузию между нижней и верхней частями сосуда по методике, предложенной Лошмидтом. На рис. IV.9 дана зависимость от давления величины $\bar{F}_L - \bar{F}_U$, где F_L и F_U — мольные доли компонента соответственно в нижней и в верхней частях бомбы.

Расчеты проводились для стандартного сосуда высотой 81,3 *см*. Коэффициент диффузии для гелия в метане был взят равным 0,564 $см^2/сек$, а для бутана в воздухе 0,081 $см^2/сек$. Выравнивание концентраций газов соответствует величине $F_L - F_U = 0$. Эти данные показывают, что для полного смешения углеводородных газов с молекулами больших размеров требуется продолжительное время, если две части сосуда были заполнены первоначально разными газами. В действительности при достижении гомогенности при нагнетании одного компонента в сосуд, занятый другим компонентом, смешение будет происходить быстрее, чем также будет способствовать наличие естественных конвекционных потоков. Тем не менее для ускорения смешения газов, нагнетаемых в сосуд,

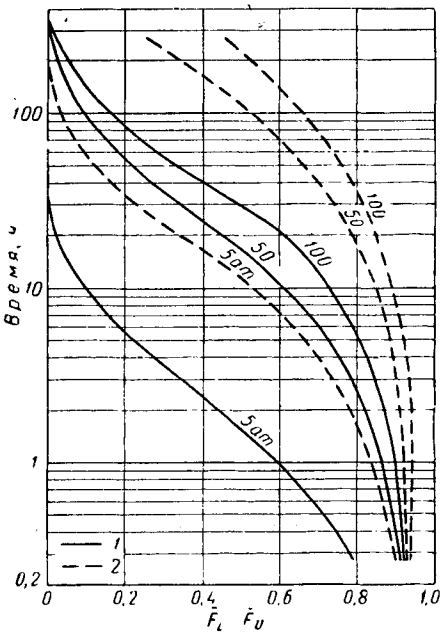


Рис. IV. 9. Смешение газов в цилиндрических сосудах посредством диффузии [IV. 84].

1 — гелий — метан ($D_0 = 0{,}564$); *2* — бутан — воздух ($D_0 = 0{,}081$)

особенно при работе с высокими давлениями, желательно интенсифицировать перемешивание, например, путем нагревания нижней части сосуда.

5. ДИФФУЗИЯ В ПОРИСТЫХ СРЕДАХ

Вопрос о диффузии в пористых материалах возник в связи с явлением проскальзывания [1]. В пористых средах диффузия меньше, чем в открытом пространстве, из-за сопротивлений, вызываемых разветвленной сетью каналов. О'Герн (O'Hern) [IV. 62] на основании опытов по диффузии углекислого газа через пористый образец, полученный спеканием металлического порошка (пористость 0,398), вычислил коэффициент, учитывающий диффузию в пористой среде (отношение коэффициента диффузии в свободном пространстве к коэффициенту диффузии в пористой среде [2]). Этот коэффициент для данного образца высокой проницаемости при атмосферном давлении оказался равным 3,94. Процесс диффузии в пористой среде тесно связан с такими параметрами, как средняя длина свободного пробега молекул и размеры пор пористой среды. Поэтому следует ожидать, что с ростом давления коэффициент, учитывающий особенности диффузии в пористой среде, будет уменьшаться.

6. КОЭФФИЦИЕНТ ДИФФУЗИИ ГАЗА В ЖИДКОСТЯХ

Уайлк (Wilke) [IV. 95] связывает коэффициенты диффузии для газа в жидкостях с комплексом

$$\frac{T}{D\mu} = {}^{\circ}\text{К} \cdot сек/см^2 \cdot спз$$

как функцию молярного объема с коэффициентом растворения в качестве параметра.

Коэффициент диффузии газа для жидкостей в 10^4—10^5 раз меньше коэффициентов диффузии для газов при 1 *ат*. Существующее правило, что произведение коэффициента диффузии на плотность фазы есть величина практически постоянная, может быть грубо приемлемым при переходе от газообразных систем к жидким. Например, для водорода при 25° С и 1 *ат*

$$D\rho = \frac{1{,}4 \times 2 \times 273}{22400 \times 298} = 0{,}000012 \ г/см \cdot сек,$$

а для водорода в воде при 25° С, $D\rho = 0{,}0000099$.

Величина коэффициента диффузии для ряда органических веществ в бензоле и в метиловом спирте при 15° С колеблется в пределах от $0{,}78 \times 10^{-5}$ до $2{,}64 \times 10^{-5}$ $см^2/сек$.

Таблица IV.6

Значения коэффициентов диффузии метана в жидких углеводородах*

Жидкий углеводород	Температура, °С	Молярная доля метана в жидкости	Увеличение объема жидкости, %	Коэффициент диффузии, $см^2/сек \times 10^5$
Изопентан	30	0,1068	6,15	13,3
н-Пентан	30	0,1016	5,43	13,2
н-Гексан	30	0,1098	4,45	10,2
Циклогексан	30	0,0638	3,14	4,7
н-Гептан	30	0 0960	3,74	8,36
Бензол	30	0,0403	2,26	5,47
Керосин	30	0,0956	2,15	3,33
»	60	0,0760	1,91	5,38
Нефти:				
Бартлесвиллская	30	0,0895	1,6	1,71
Сугерландская	30	0,0856	1,5	1,11
Смаковерская	30	0,0886	1,2	0,71
Бредфордская	60	0,0777	1,68	4,83
»	30	0,0883	2,11	3,03

* По данным Хилла и Леси (Hill and Lacey) [IV. 38].

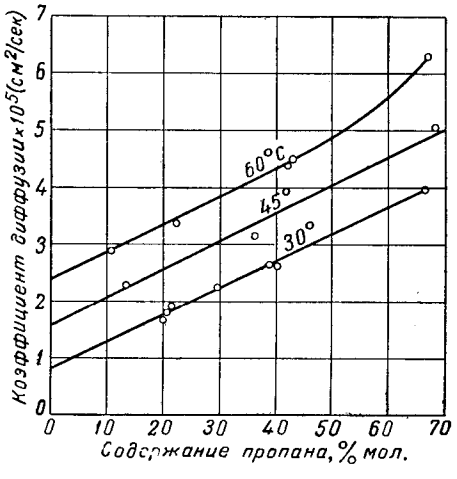


Рис. IV. 10. Коэффициенты диффузии пропана в керосине [IV. 38].

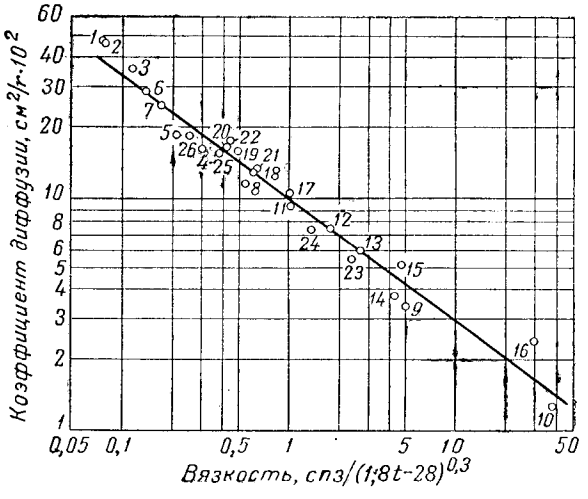


Рис. IV. 11. Соотношение между коэффициентом диффузии метана, вязкостью жидкости и температурой [IV. 38].

[1] См. соответствующий раздел в главе II. — *Прим. ред.*

[2] Это отношение аналогично отношению электросопротивления жидкости в каком-то объеме к электросопротивлению той же жидкости, насыщающей образец пористой среды того же объема.

Леси (Lacey) с соавторами [IV. 38. IV. 69] измеряли коэффициенты диффузии метана и пропана в жидких углеводородах. На рис. IV. 10 представлены коэффициенты диффузии пропана в керосине, а в табл. IV. 6 приведены значения коэффициентов диффузии метана в различных жидкостях.

На рис. IV. 11 представлена зависимость коэффициента диффузии метана от отношения вязкости жидкости к величине $(1{,}8t - 28)^{0{,}3}$, где t — температура в °С.

Седж (Sage) с соавторами [IV. 74] изучали коэффициенты диффузии в системах метан — декан, метан — пентан и метан — белая нефть в широких пределах изменения температуры, давления и концентраций метана (рис. IV. 12).

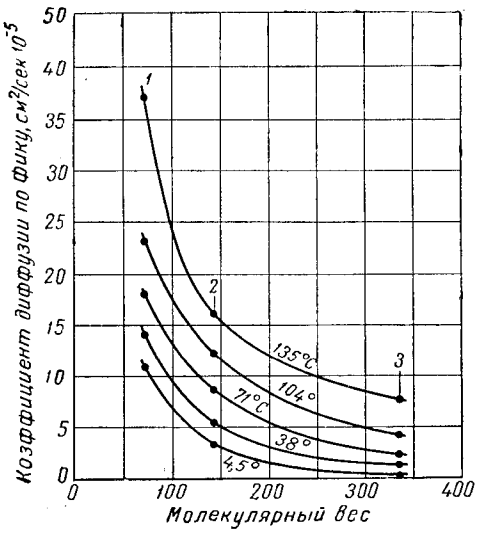


Рис. IV. 12. Влияние молекулярного веса менее летучего компонента на коэффициент диффузии метана в жидкой фазе при 70 *ат* [IV. 74].

1 — метан — *н*-пентан; *2* — метан — *н*-декан; *3* — метан — светлая нефть.

§ 2. СЖИМАЕМОСТЬ ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ

Исследования pVT — соотношения газов при давлениях выше 200 *ат* были начаты Андрьюсом и Амагатом (Andreus and Amagat) еще в 1870 г. [I. 9]. Сидней Юнг (Sidney Young) [IV. 97] провел исследование по определению удельных объемов насыщенных паров 30 чистых веществ для определения изменения отношения $\frac{pV}{T}$

Работа Амагата для этилена [IV. 4], опубликованная в 1892 г., и работа Юнга для изопентана [IV. 75] дали ценные сведения о сжимаемости углеводородных газов.

Барелл и Робертсон (Burell and Robertson) в 1916 г. исследовали сжимаемость природных газов при невысоких давлениях [IV. 18]. Работы Коупа, Люиса и Вебера (Cope, Lewis and Weber) [IV. 28] и Брауна, Саудерса и Смита [IV. 15], проведенные около 1930 г., вызвали повышенный интерес к вопросу сжимаемости газов. В этом же году Бервалд и Джонсон (Berwald and Johnson) [IV. 11] установили отклонение поведения природного газа от закона Бойля, а Седж и Леси исследовали объемное поведение индивидуальных углеводородов [I. 16, I. 17, IV. 76] и их смесей, в частности метана и этана [IV. 77], при температурах от 21 до 237° С и при давлении до 700 *ат*. Отклонения поведения природных газов от законов идеальных газов, установленные на основании исследований, проведенных Холкомбом, Стендингом и Катцем (Holcomb, Standing and Kazt) [IV. 14, IV. 60, IV. 87], были приняты в качестве временного стандарта американской ассоциации природного газолина [IV. 60].

Седж и Леси (Sage, Lacey) и другие [I. 16, I. 17, IV. 76] исследовали поведение углеводородных газов на основании данных остаточных парциальных объемов.

1. ТЕОРЕМА СООТВЕТСТВЕННЫХ СОСТОЯНИЙ

Теорема соответственных состояний, предложенная Ван-дер-Ваальсом, является частью его теоретических обработок состояний газов и жидкостей, начатая с момента опубликования его тезисов в 1873 г. Теорема эта гласит, что два вещества при соответствующих условиях будут иметь подобные свойства в зависимости от некоторых основных свойств, таких, как критическое давление и критическая температура. Например, при температуре, равной удвоенной критической температуре, и при давлении, в четыре раза превышающем критическое, метан и этан будут иметь одно и то же значение коэффициента z, учитывающего отклонение от законов идеального газа. Такое сравнение приведено в табл. IV. 7, из которой видно, что различие в сжимаемости составляет всего 0,3%. Отношение температуры к критической температуре (в данном случае равное 2 : 1) называется приведенной температурой T_r. Точно так же отношение давления к критическому давлению называется приведенным давлением p_r. Таким образом, теорема соответственных состояний устанавливает, что при одинаковых приведенных давлениях и температурах различные углеводороды будут иметь одинаковые коэффициенты сжимаемости.

Таблица IV.7

Соответственные состояния метана и этана

Наименование	Метан	Этан
Критическая температура, °К	191,0	305,4
Удвоенная критическая температура, °С	382,0	610,2
Критическое давление, *ат*	47,14	49,5
Учетверенное критическое давление, *ат*	188,5	198,3
Коэффициент сжимаемости при удвоенной критической температуре и учетверенном критическом давлении	0,959	0,962

На рис. IV. 13 сравниваются коэффициенты сжимаемости для легких углеводородов парафинового ряда. Хотя в общем для индивидуальных компонентов кривые располагаются близко к друг другу, расхождения между ними выше тех, которые могли быть результатом экспериментальных ошибок.

Для вычисления фазового состояния индивидуального вещества с высокой степенью точности следует пользоваться надежными экспериментальными данными или более точными соотношениями.

На рис. IV. 14 представлены коэффициенты сжимаемости для метана [I. 2].

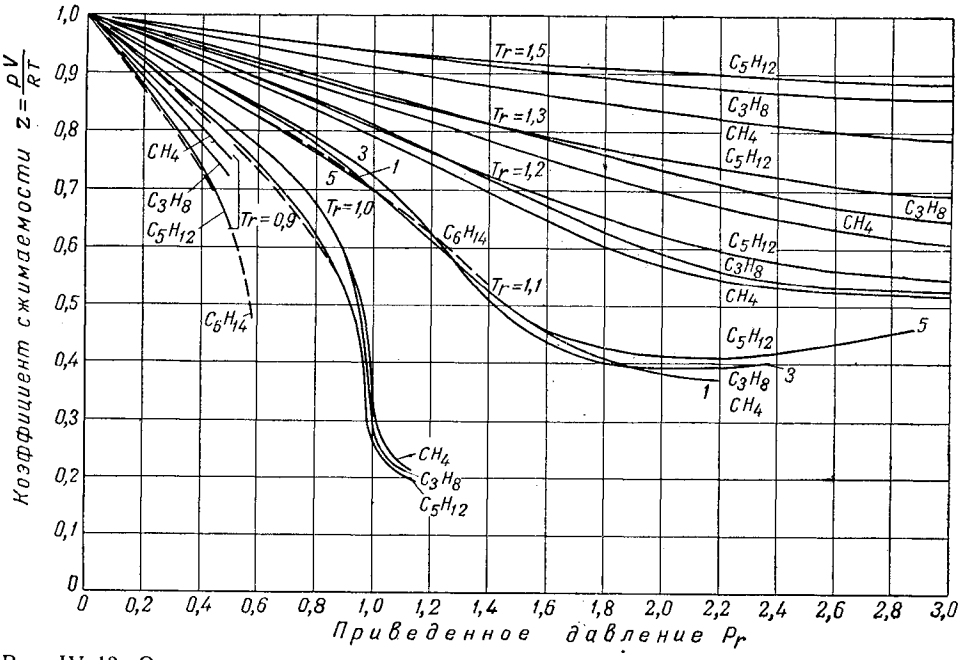


Рис. IV. 13. Отклонение индивидуальных углеводородов от законов идеального газа.

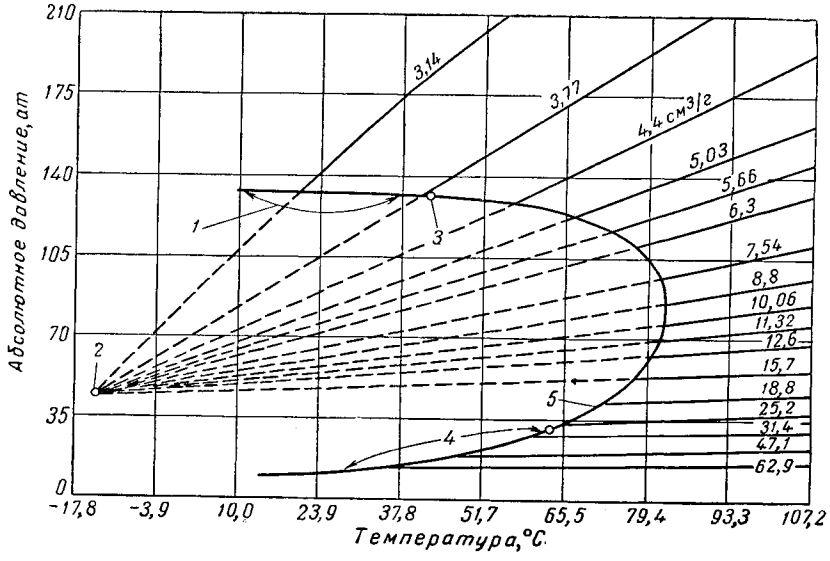


Рис. IV. 15. Диаграмма давление — температура, иллюстрирующая положение псевдокритической точки для системы $CH_4 - C_4H_{10}$ при содержании 40% вес. метана [III. 62, III. 63].

1 — кривая точек кипения; *2* — псевдокритическая точка; *3* — критическая точка; *4* — кривая точек росы; *5* — 70% *мол.* CH_4 в системе $CH_4 - н.H_4H_{10}$.

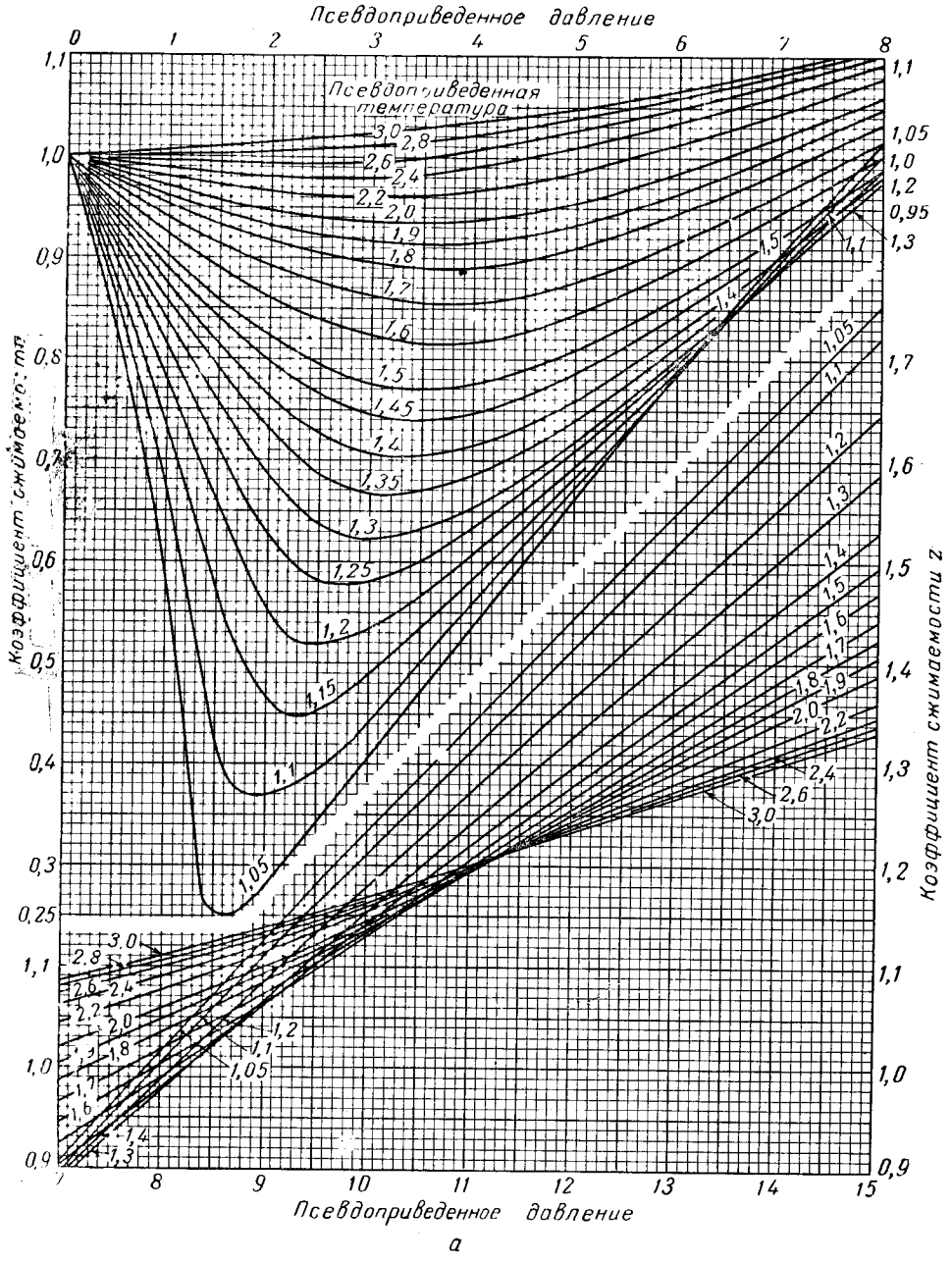


Рис. IV. 14. Коэффициент сжимаемости метана [I. 2].

2. ПРИРОДНЫЕ ГАЗЫ

Природные газы в основном состоят из метана с различными количествами этана, пропана, бутанов и т. д. Работа Кея (Kay) [IV. 54] дает возможность применить для смесей газов теорему соответственных состояний. Он предложил вместо критических давлений и температур, применяющихся для индивидуальных компонентов, использовать среднемольные критические давления и температуры для смесей газов. Эти среднемольные свойства называются **псевдокритическими давлениями и псевдокритическими температурами** смесей [1]. Эти давления и температуры подобно точным критическим могут применяться для сравнения соответственных состояний. Псевдокритическая точка не имеет физического смысла, а является лишь приближенной точкой, в которой сходятся изохоры на диаграмме давление — температура. Важным является то обстоятельство, что эти изохоры прямолинейны. Рис. IV. 15 иллюстрирует справедливость этого положения для смеси, состоящей из 70% метана и 30% мол. бутана. На графике рис. IV. 15 показано также положение истинной критической точки смеси.

Сравнение коэффициентов сжимаемости метана, полученных по приведенным давлению и температуре, с коэффициентами сжимаемости природных газов и смеси метана с этаном [IV. 77] показывает, что кривые для метана более соответствуют кривым для природных газов.

Таблица IV.8

Расчет плотности природного газа по его составу, представленному в таблице, при давлении 70 *ат* и температуре 32° С

Компонент	Расчет псевдокритической точки						
	мольная доля y	молекулярный вес	*Моли*	Критическая температура		Критическое давление, *ат*	
				T_c, °К	yT_c	p_c	$y\,p_c$
Углекислый газ	0,0040	44	0,17	305,4	1,2	75,2	0,30
Метан	0,9432	16	15,09	190,5	179,2	47,1	44,42
Этан	0,0390	30	1,17	305	11,9	49,5	1,93
Пропан	0,0117	44	0,51	370	4,3	43,2	0,51
Изобутан	0,0008	58	0,04	408	0,4	36,9	0,03
н-Бутан	0,0013	58	0,07	425	0,6	38,6	0,05
	1,0000		17,05		197,6		47,24

Приведенное давление $p_r = \frac{p}{p_c} = \frac{70}{47,24} = 1,48.$

Приведенная температура $T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{273+32}{197,7} = 1,54$

Удельный вес газа по воздуху = 17,05/29,0 = 0,588.

Из рис. IV.16 при $p_r = 1,48$ и $T_r = 1,54$ находим $z = 0,872$.

Коэффициент сжимаемости z, определенный при этих условиях Стивенсом и Фридманом (Stevens and Freidman) [IV.60] равен 0,875.

Плотность природного газа

$$\rho = \frac{1}{V} = \frac{p}{ZnRT} = \frac{70}{1,033}\,\frac{15}{0,872}\,\frac{17,05}{0.082055}\,\frac{1}{(273+32)} = 52,8\ г/л.$$

[1] Часто наряду с термином «псевдокритический» у нас применяют «среднекритический». — *Прим. ред.*

Диаграмма, изображенная на рис. IV. 16, *а* была получена на основании данных на 1941 г. [IV. 87] для смесей газов при давлении до 700 *ат*. Сравнение этой диаграммы с более поздними [IV. 60] показало, что отклонение не превышает ±1,2%. Методика расчета плотности природного газа по коэффициенту сжимаемости, найденному из диаграммы (рис. IV. 16) для природного газа данного состава, иллюстрируется табл. IV. 8.

На рис. IV. 16 приведены результаты опытов по изучению коэффициента сжимаемости метана, проведенные Квалнесом и Гедди (Kvalnes and Gaddy) [IV. 53] при давлении от 700 до 1400 *ат*. Для удобства в табл. IV. 9 приведены значения критических давлений и температур некоторых компонентов природного газа.

Диаграмма на рис. IV. 17 [IV. 83а] позволяет судить об отклонении состояния природного газа от законов идеального газа при давлении, близком к атмосферному. Из этой диаграммы видно, что отклонение даже при таких малых значениях давления существенное. Для очень точных исследований состояния индивидуальных газов могут быть использованы данные Мак Кетта, Сильберберга и Куо (Me Ketta, Silberberg and Kuo) [IV. 83], представленные на рис. IV. 18. Для смесей газов, находящихся при давлениях ниже 800 *мм рт. ст.*, объемы можно принимать по правилу аддитивности.

Таблица IV.9

Критические свойства компонентов природных газов*

Компонент	Молекулярный вес	Критическая температура, °К	Критическое давление, *ат*
Метан	16,04	190,5	47,1
Этан	30,07	305,4	49,5
Пропан	44,09	370,0	43,2
Изобутан	58,12	408,2	37,0
н-Бутан	58,12	425,2	38,5
Изопентан	72,15	461,0	33,8
н-Пентан	72,15	469,7	34,2
Изогексан 49**	84,16	489,6	31,5
Изогексан 60	84,16	498,0	30,9
н-Гексан 68	84,16	508,0	30,8
Изопентан 79	98,18	521,2	29,2
Изогептан 90	98,18	531,2	28,0
н-Гептан 98	98,18	540,4	27,8
Изооктан 110	114,22	555,2	26,5
Изооктан 116	114,22	566,3	27,4
н-Октан 126	114,22	569,5	25,3
н-Нонан	128,25	595,2	23,2
н-Декан	142,28	616,2	21,4
Гелий	4,0	5,0	2,3
Воздух	29,0	132,2	38,3
Азот	28,02	125,8	34,4
Кислород	32,0	154,2	51,0
Углекислый газ	44,01	304,2	75.1
Сероводород	34,08	373,6	91,4

* Данные взяты из [1.15]
** Температура кипения в °С.

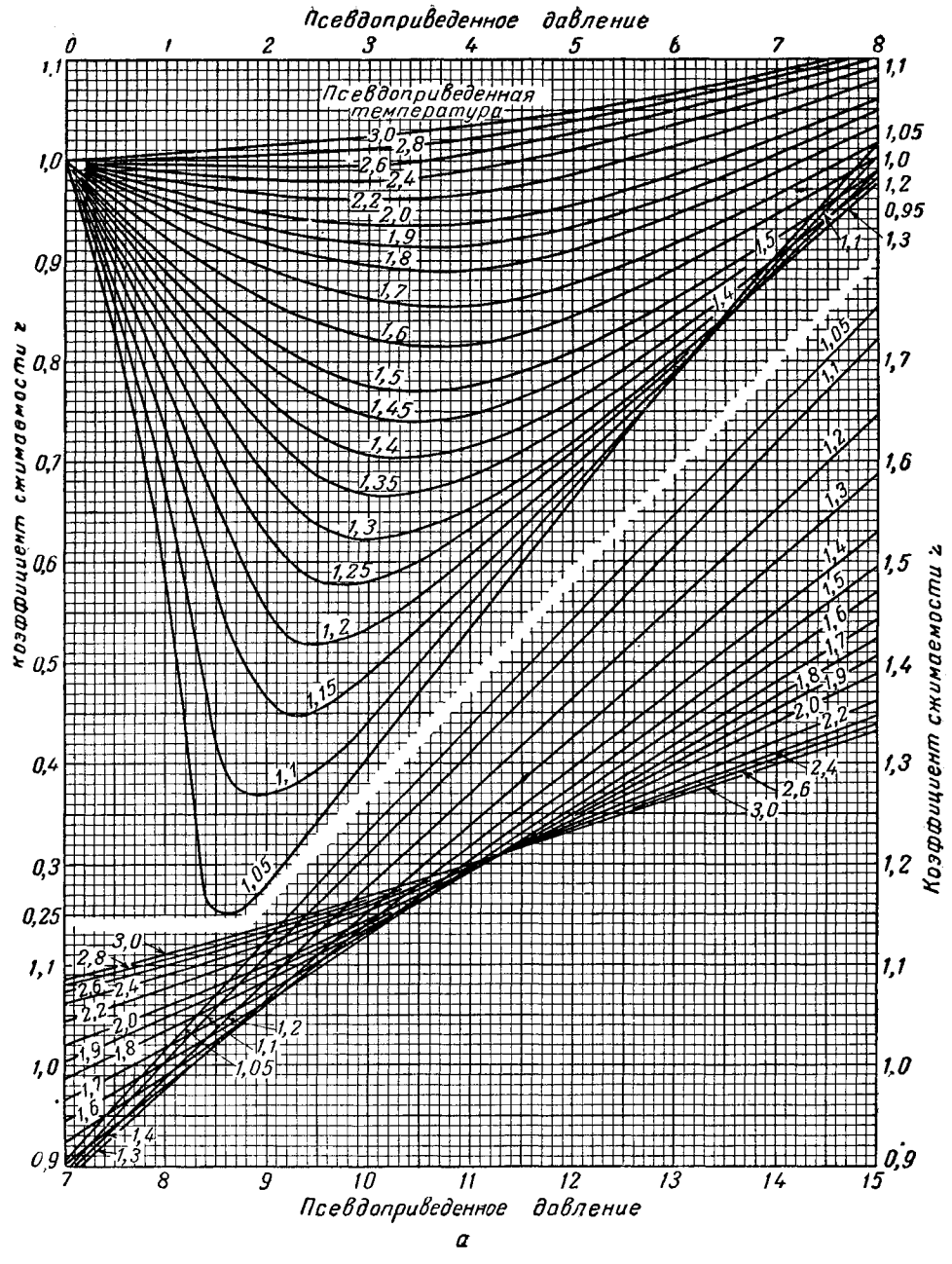


Рис. IV. 16. Коэффициент сжимаемости.

а — для природных газов до давления 700 *ат*; *в* — для природных газов при давлениях от 700 до 1400 *ат*.

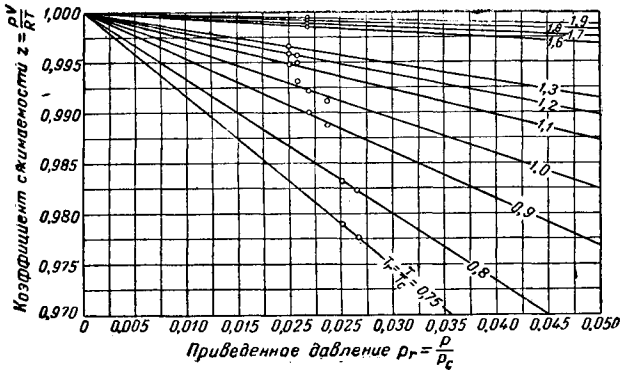
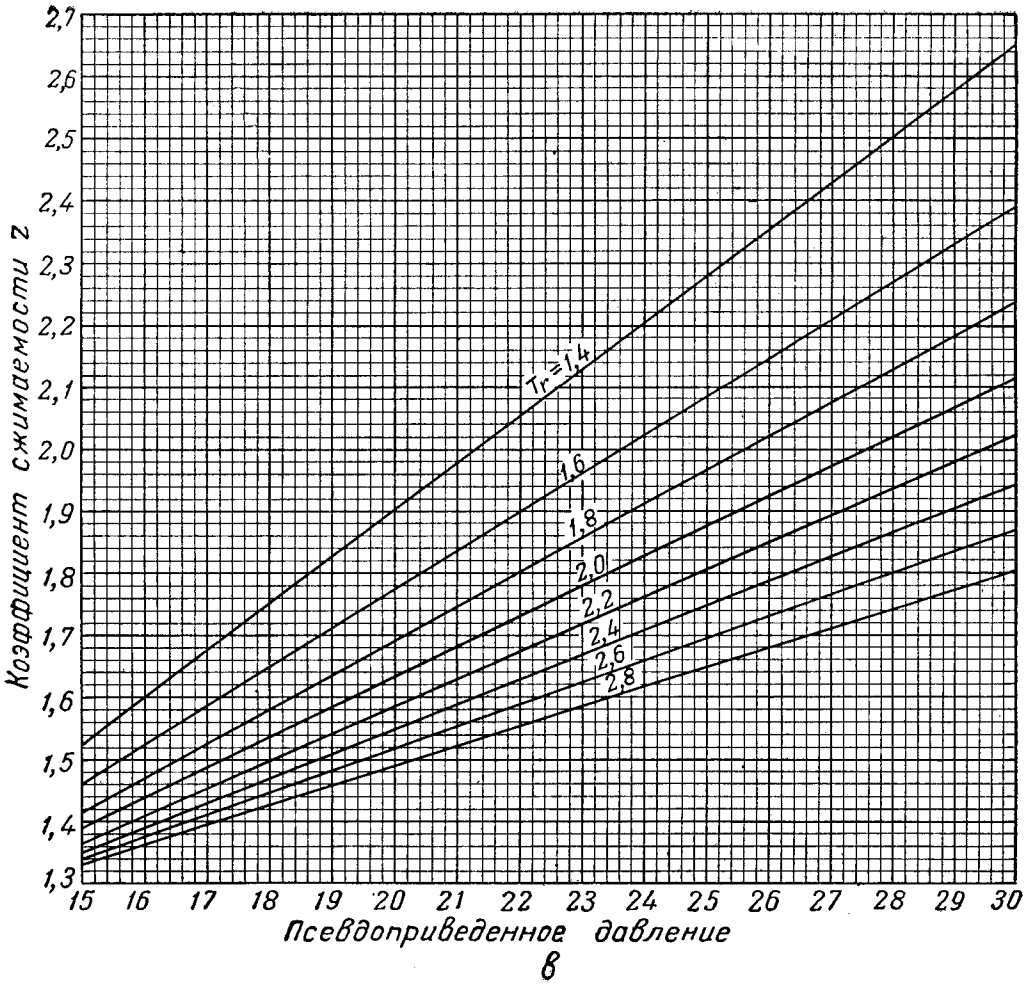
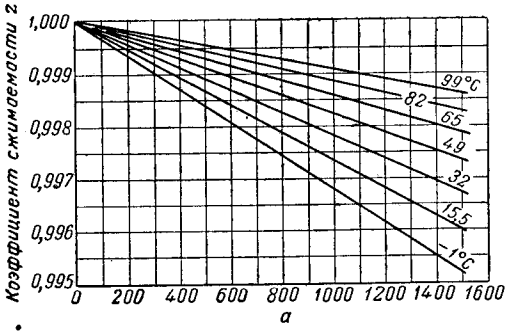
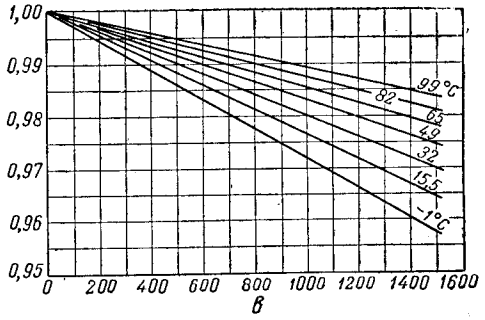
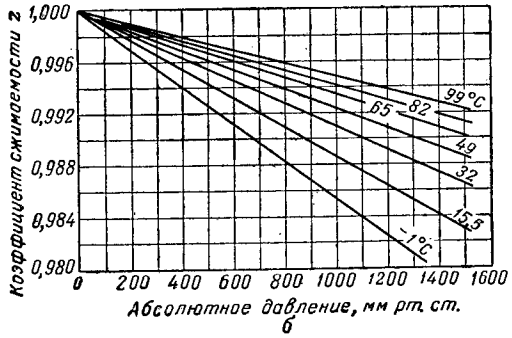


Рис. IV. 17. Коэффициенты сжимаемости природных газов при давлениях, близких к атмосферному [IV. 83 а].









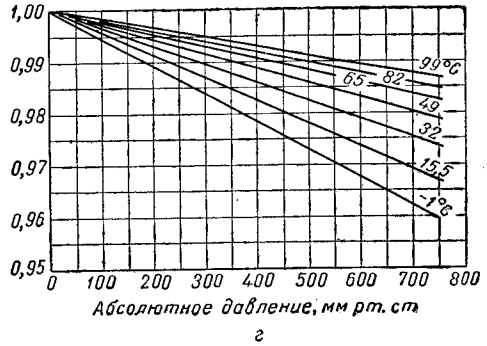


Рис. IV. 18. Коэффициенты сжимаемости индивидуальных углеводородов при давлении, близком к атмосферному [IV.83]

а — изотермы сжимаемости метана; *б*—изотермы сжимаемости этана; *в*—изотермы сжимаемости пропана; *г*—изотермы сжимаемости *н*-бутана.

3. ВЛИЯНИЕ НЕУГЛЕВОДОРОДНЫХ КОМПОНЕНТОВ

Природные газы часто в больших количествах содержат углекислый газ, азот и сероводород. В связи с этим рассмотрим влияние неуглеводородных газов с точки зрения применимости теоремы соответственных состояний к природным газам. Исследования *pVT*-соотношений для смеси метана с азотом проводились Кейсом и Барксом (Keyes and Burks) [IV. 55], а для природного газа, содержащего 8,5 и 18,8% мол. азота, Эйлертсом, Карлсоном и Малленсом (Eilerts, Carlson and Mullens) [IV. 30].

В табл. IV. 10 приведены данные анализа некоторых природных газов, а в табл. IV. 11 сравниваются коэффициенты сжимаемости этих газов, определенные по приведенным давлениям и температурам (с использованием диаграммы рис. IV. 16), со значениями этих коэффициентов, определенными экспериментально.

Таблица IV.10

Состав природных газов, содержащих азот*

Нанменование	Газ 1	Газ 2	Газ 3
Удельный вес	0,649	0,675	0,706
Псевдокритические:			
температура, °К	208,4	201,8	193,3
давление, *ат*	46,8	45,9	44,5
Молярные доли:			
азот	0,0069	0,0855	0,1884
метан	0,8771	0,8077	0,7169
этан	0,0649	0,0598	0,0530
пропан	0,0322	0,0297	0,0263
изобутан	0,0076	0,0070	0,0062
н-бутан	0,0058	0,0053	0,0047
изопентан	0,0021	0,0019	0,0017
н-пентан	0,0012	0,0111	0,00099
гексаны, 135—56**	0,00070	0,00063	0,00058
гексаны, 56—35	0,00036	0 00033	0,00029
гептаны, 35—17	0,00034	0,00031	0,00028
гептаны, 17—11	0,00012	0,00011	0,00010
октаны и высшие	0,00068	0,00062	0,00056

* Данные взяты из [IV.30].
** Давление насыщенного пара в *мм рт. ст.* при 0° С.

Таблица IV. 11

Сравнение рассчитанных и экспериментально определенных* значений коэффициентов сжимаемости газов, состав которых приведен в табл. IV. 10

Абсолютное давление, *ат*	Коэффициент сжимаемости *z*					
	газ 1; 0,7% N_2		газ 2: 8,5% N_2		газ 3; 18,8% N_2	
	расчетный	экспериментальный	расчетный	экспериментальный	расчетный	экспериментальный
Температура 0° С						
98	0,685	0,6885	0,715	0,7270	0,748	0,7747
112	0,658	0,6593	0,692	0,7024	0,736	0,7557
126	0,640	0,6433	0,676	0,6871	0,720	0,7410
140	0,634	0,6369	0,668	0,6797	0,713	0,7343
210	0,687	0,6981	0,717	0,7258	0,750	0,7720
280	0,802	0,8103	0,822	0,8287	0,853	0,8660
350	0,932	0,9333	0,942	0.9443	0,970	0,9736

Продолжение табл. IV. 11

Абсолютное давление, *ат*	Коэффициент сжимаемости *z*					
	газ 1; 0,7% N_2		газ 2: 8,5% N_2		газ 3; 18,8% N_2	
	расчетный	экспериментальный	расчетный	экспериментальный	расчетный	экспериментальный
Температура 37,8° С						
98	0,812	0,8213	0,832	0,8443	0,855	0,8706
112	0,797	0,8044	0,816	0,8299	0,843	0,8596
126	0,782	0,7896	0,805	0,8188	0,832	0,8518
140	0,773	0,7805	0,795	0,8102	0,825	0,8461
210	0,785	0,7901	0,810	0,8210	0,838	0 8584
280	0,858	0,8600	0,880	0,8864	0,910	0,9193
350	0,852	0,9516	0,960	0,9750	0,996	1,0031
Температура 87,8° С						
98	0,896	0,9097	0,911	0,9234	0,922	0,9401
112	0,888	0,9009	0,903	0,9171	0,917	0,9362
126	0,872	0,8943	0,898	0,9125	0,912	0,9333
140	0,875	0,8899	0,892	0,9097	0,910	0,9317
210	0,876	0,8932	0,899	0,9164	0,918	0,9437
280	0,927	0,9356	0,947	0,9577	0,970	0,9849
350	0,998	1,005	1,012	1,0196	1,033	1,0459
Температура 137,8° С						
98	0,941	0,9557	0,952	0,9640		
112	0,938	0,9516	0,946	0,9625		
126	0,935	0,9486	0,948	0,9615	0,952	0,9748
140	0,932	0,9472	0 945	0,9612	0,952	0,9761
210	0,939	0,9571	0,953	0,9733	0,970	0,9928
280	0,980	0 9890	0,998	1,0058	1,012	1,0269
350	1,022	1,0384	1,050	1,0547	1,064	1,0754

*Экспериментальные данные взяты из [IV. 30].

Из табл. IV. 11, видно, что значения коэффициентов сжимаемости, определенные путем расчета при высоких температурах и небольших давлениях, примерно на 2% меньше значений, полученных экспериментально.

Ример, Олдс, Седж и Леси (Reamer, Olds, Sage and Lacey) [IV. 72] исследовали сжимаемость смесей метана и углекислого газа при температуре от 37,8 до 237,8° С и при давлении до 700 *ат*. Значения коэффициентов сжимаемости при температурах 37,8 и 137,8° С приведены в табл. IV. 12. Сравнение коэффициентов сжимаемости, определенных экспериментально (табл. IV. 12) для газов, содержащих не более 1—2% мол. CO_2, с коэффициентами сжимаемости, рассчитанными по приведенным давлениям и температурам, показывает достаточно хорошее согласие этих данных. При более высоком процентном содержании CO_2 в газе различие становится существенным.

Коэффициенты сжимаемости для смеси метана и сероводорода (рис. IV. 19) исследованы Римером, Седжем и Леси [IV. 73]. Они же приводят значения удельных объемов смеси метан—сероводород при высоких концентрациях метана в смеси (табл. IV. 13).

Таблица IV. 12

Значения коэффициентов сжимаемости* для смесей метана и углекислого газа

Давление, *ат*	Коэффициент сжимаемости *z*				
	весовые доли метана				
	0	0,0852	0,19912	0,3583	0,6685
	Температура 37,8° С				
0	1,000	1 0000	1,0000	1,0000	1,0000
14	0,941	0,9512	0,9606	0,9685	0,9760
28	0,875	0,8995	0,9202	0,9372	0,9525
42	0,798	0,8437	0,8788	0,9063	0,9296
56	0,704	0,7830	0,8360	0,8754	0,9075
70	0,580	0,7160	0,7920	0,8451	0,8869
87,5	0,315	0,6262	0,7350	0,8084	0,8634
105	0,255	0,5388	0,6830	0,7738	0,8428
122,	0,272	0,4715	0,6402	0,7460	0,8259
140	0,299	0,4438	0,6100	0,7243	0,8131
175	0,355	0,4565	0,5890	0,7041	0,8027
210	0,411	0,4958	0,6055	0,7103	0,8081
245	0,465	0,5247	0,6400	0,7335	0,8260
280	0,519	0,5921	0,6820	0,7702	0,8565
315	0,572	0,6433	0,7276	0,8130	0,8937
350	0,624	0,6947	0,7755	0,8584	0,9363
420	0,727	0,7976	0,8752	0,9531	1,0291
490	0,828	0,8982	0,9745	1,0502	1,1240
560	0,926	0,9995	1,0745	1,1469	1,2187
630	1,023	1,1012	1,1752	1,2448	1,3130
700	1,116	1,2035	1,2785	1,3414	1,4078
	Температура 137,8° С				
0	1,000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
14	0,979	0,9834	0,9872	0,9901	0,9931
28	0,957	0,9668	0,9747	0,9805	0,9866
42	0,934	0,9503	0,9625	0,9713	0,9805
56	0,912	0,9339	0,9507	0,9627	0,9749
70	0,889	0,9179	0,9397	0,9545	0,9699
87,5	0,862	0,8987	0,9263	0,9453	0,9649
105	0,835	0,8810	0,9145	0,9379	0,9608
122,5	0,810	0,8643	0,9040	0,9313	0,9583
140	0,787	0,8487	0,8950	0,9267	0,9572
175	0,750	0,8247	0,8820	0,9217	0,9588
210	0,729	0,8125	0,8763	0,9226	0,9650
245	0,720	0,8100	0,8778	0,9289	0,9759
280	0,724	0,8154	0,8865	0,9404	0,9914
315	0,737	0,8290	0,9020	0,9571	1,0109
350	0,759	0,8483	0,9223	0,9788	0,0337
420	0,818	0,8992	0,9721	1,0306	1,0848
490	0,883	0,9592	1,0310	1,0877	1,1423
560	0,952	1,0243	1,0955	1,1495	1,2030
630	1,023	1,0921	1,1610	1,2148	1,2672
700	1,091	1,1605	1,2268	1,2817	1,3350

* Данные взяты из [IV. 72].

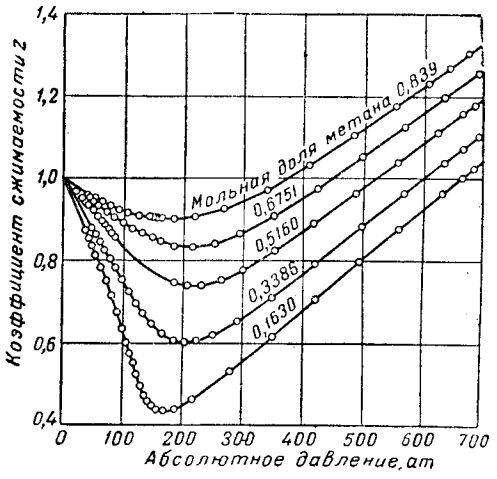


Рис. IV. 19. Коэффициенты сжимаемости для системы метан — сероводород [IV. 73].

Таблица IV. 13

Мольные объемы смесей метана и сероводорода*

Давление, *ата*	Мольный объем смеси, *см³/моль*							
	при 4,4° С		при 37,8° С		при 71,1° С		при 137,8° С	
	Мольная доля метана в смеси							
	0,8	0,9	0,8	0,9	0,8	0,9	0,8	0,9
14	1617	1625	1837	1844	2053	2060	2475	2480
28	772	782	892	900	1009	1015	1229	1232
42	491	501	573	586	660	666	813	817
56	348	360	421	434	485	493	606	610
70	263	277	327	335	381	393	481	486
87,5	194	211	252	261	298	306	382	386
105	150	169	202	211	243	251	316	321
122,5	122	138	167	177	204	213	269	274
140	103,5	117,5	142,8	152,5	176,4	184	234	239
157,5	91,4	103,5	124,9	134,2	154,8	162,5	206	212
175	83,4	93,7	111,5	120,6	138,0	145,6	186,1	190,6
192,5	77,7	86,4	101,5	109,8	125,2	132,7	169,0	179,9
210	73,4	80,9	94,0	101,3	115,1	122,0	155,0	160,0
245	67,3	73,0	83,5	89,5	100,7	106,1	134,0	138,6
280	63,2	67,6	76,0	81,0	90,3	95,4	119,0	123,5
315	60,1	63,8	70,8	75,1	82,9	87,3	107,6	111,8
350	57,8	61,0	67,0	70,8	77,5	81,1	99,0	102,6
420	54,6	57,6	61,8	64,7	69,8	72,8	87,0	90,0
490	52,2	54,3	58,2	60,4	64,5	67,0	78,7	81,2
560	50,5	52,2	55,5	57,4	61,0	63,0	72,7	75,0
630	49,0	50,5	53,3	55,1	60,5	60,0	68,2	70,2
700	47,7	49,1	51,6	53,1	55,8	57,4	75,8	66,4

* Данные взяты из [IV. 73].

4. ПСЕВДОКРИТИЧЕСКИЕ ПАРАМЕТРЫ ГЕПТАНОВ И БОЛЕЕ ТЯЖЕЛЫХ КОМПОНЕНТОВ

Гексаны, гептаны и более тяжелые компоненты парафинового ряда как нормального, так и изомерного строения могут находиться в природном газе. При фракционном разделении такие индивидуальные компоненты трудно выделить в чистом виде, и поэтому часто они собираются в виде жидких фракций, для которых затем определяются удельный и молекулярный веса. Кей (Kay) [IV. 54] предложил метод определения псевдокритических параметров жидких углеводородов, дополненный впоследствии Смитом и Ватсоном (Smith and Watson) [V. 86], для применения которого необходимо знать наклон кривой точек кипения, а также молекулярный и удельный веса жидкости. Потребовалось проведение ряда микродистилляций фракции конденсатов, содержащих гептан и более тяжелые углеводороды для составления графика (рис. IV. 20), с помощью которого можно определить взаимную связь между псевдокритическими свойствами и молекулярным и удельным весами. Считается, что применение этого графика для пентанов +, гексанов + и гептанов + является удовлетворительным [1]. Стендинг и Катц (Standing and Katz) [IV. 87] использовали этот график для сравнения коэффициентов сжимаемости насыщенных паров углеводородных жидкостей молекулярного веса до 157.

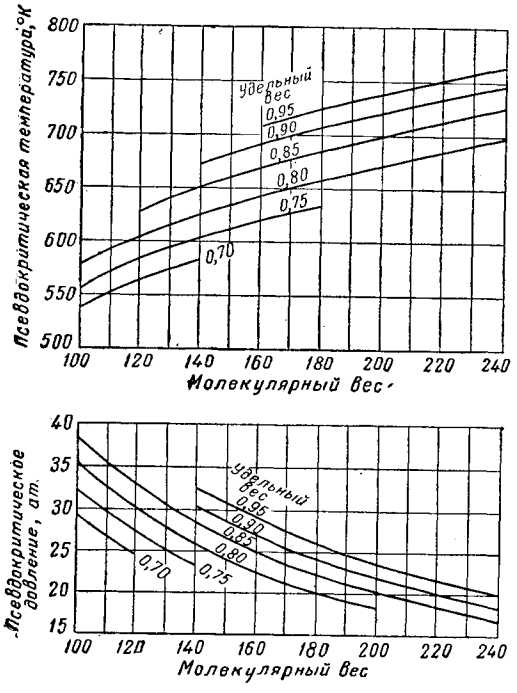


Рис. IV. 20. Псевдокритические давления и температуры для гептанов + высшие [IV. 60].

Псевдокритические параметры обычно применяются для расчета псевдокритических свойств природного газа подобно тому, как критические температуры и давления используются с той же целью для индивидуальных компонентов.

[1] Пентаны +, гексан +, гептаны + обозначают пентаны и более тяжелые углеводороды, гексаны и более тяжелые, гептаны и более тяжелые. — *Прим. ред.*

5. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПСЕВДОКРИТИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ ПО УДЕЛЬНОМУ ВЕСУ ГАЗА

Известно, что природные газы близки по составу [IV. 57]. Поэтому можно ожидать, что природные газы по крайней мере в пределах одного месторождения должны иметь такой состав, чтобы их псевдокритические температура и давление являлись функцией удельного веса газа. На рис. IV. 21 [IV. 60] приведены псевдокритические параметры в зависимости от удельного веса для

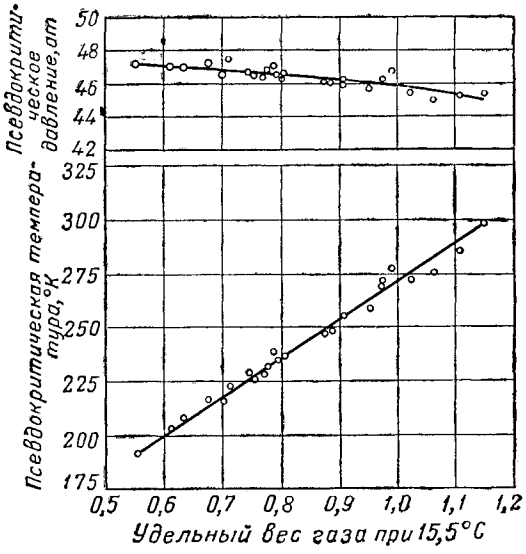


Рис. IV. 21. Псевдокритические свойства природных газов месторождения Оклахома Сити [IV. 60].

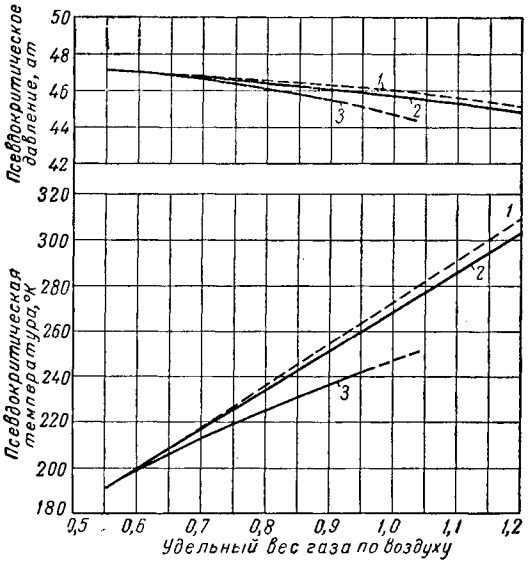


Рис. IV. 22. Псевдокритические свойства природных газов [I, 2].

1 — углеводородные газы (IV. 3); *2* — смесь газов [I. 2]; *3* — продукция газоконденсаторных скважин [I, 2]

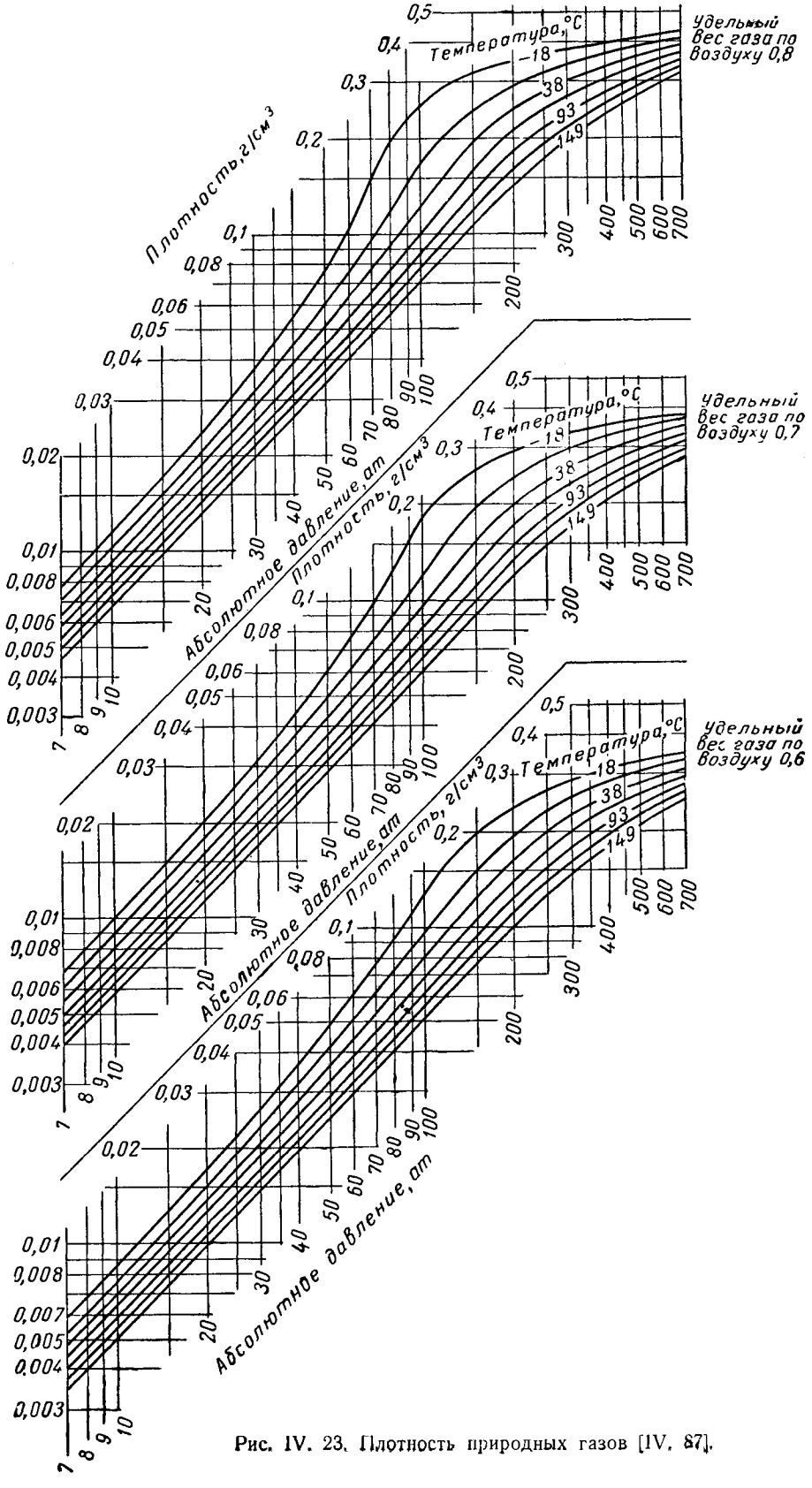


Рис. IV. 23. Плотность природных газов [IV. 87].

газов с промысла и газолинового завода месторождения Оклахома Сити. Кроме того, было установлено, что если газы содержат менее 2—3% неуглеводородных компонентов, значения их псевдокритических параметров ложатся на одну кривую при выражении в зависимости от удельного веса [I. 2, IV. 60, IV. 87].

Конденсатные газы, содержащие высокомолекулярные компоненты, увеличивающие их удельный вес, имеют кривые зависимости псевдокритических параметров от удельного веса, несколько отличные от кривых, соответствующих сухим газам [I. 2]. Калифорнийская ассоциация природного газолина [IV. 3] приняла для практического пользования соотношение между относительным удельным весом газа по воздуху и его псевдокритическими параметрами, которое иллюстрируется графиком (рис. IV. 22).

Для газов, которые подчиняются зависимости, приведенной на рис. IV. 22, коэффициент сжимаемости или плотность являются функцией удельного веса газа, температуры и давления. Зависимость плотности природного газа в функции температурных давления представлена на рис. IV. 23. Следует отметить, что псевдокритические параметры для газов с относительным удельным весом 0,7 и 0,8 соответствуют конденсатным газам.

6. ВЛИЯНИЕ ЖИДКОЙ ФАЗЫ

При изучении *pVT*-соотношений некоторых природных газов было обнаружено, что при определенных условиях система состоит из двух фаз, но коэффициент сжимаемости всей системы имеет при этом то же значение, что и при однофазном состоянии. Для изучения вопроса применения коэффициента сжимаемости для определения плотности двухфазной системы при высоких давлениях было проведено *pVT*-исследование смеси природного газа и природного газолина. Фазовая диаграмма для такой смеси приведена на рис. IV. 24. На ней имеются все те же области, что и на диаграмме для газа высокого давления. Влияние присутствия небольшого количества сжиженной фазы на общую плотность системы представляет большой интерес для проведения расчетов фазовых состояний.

В табл. IV. I4 сравниваются рассчитанные и экспериментально измеренные значения плотности для смеси природный газ — природный газолин. Вычисления производились в предположении, что для подсчета плотности можно пользоваться уравнением состояния [IV. 2], включающем коэффициент сжимаемости.

В этой таблице значения объемного процентного содержания жидкости взяты из фазовой диаграммы, приведенной на рис. IV. 24. Анализ данных приведенных в табл. IV. I4, показывает, что формула [IV. 2], включающая коэффициент сжимаемости, может применяться для расчета плотности смеси в однофазной области (выше кривой точек кипения), на небольшом участке двухфазной области (ниже кривой точек кипения) и во всей двухфазной области при высоких температурах, когда система содержит небольшое количество жидкой фазы. Область, для которой эти расчеты могут производиться, ограничена значениями истинной приведенной температуры, равной I,05 и выше.

Исследование фазового состояния системы метан—бутан также показывает, что при высоком давлении

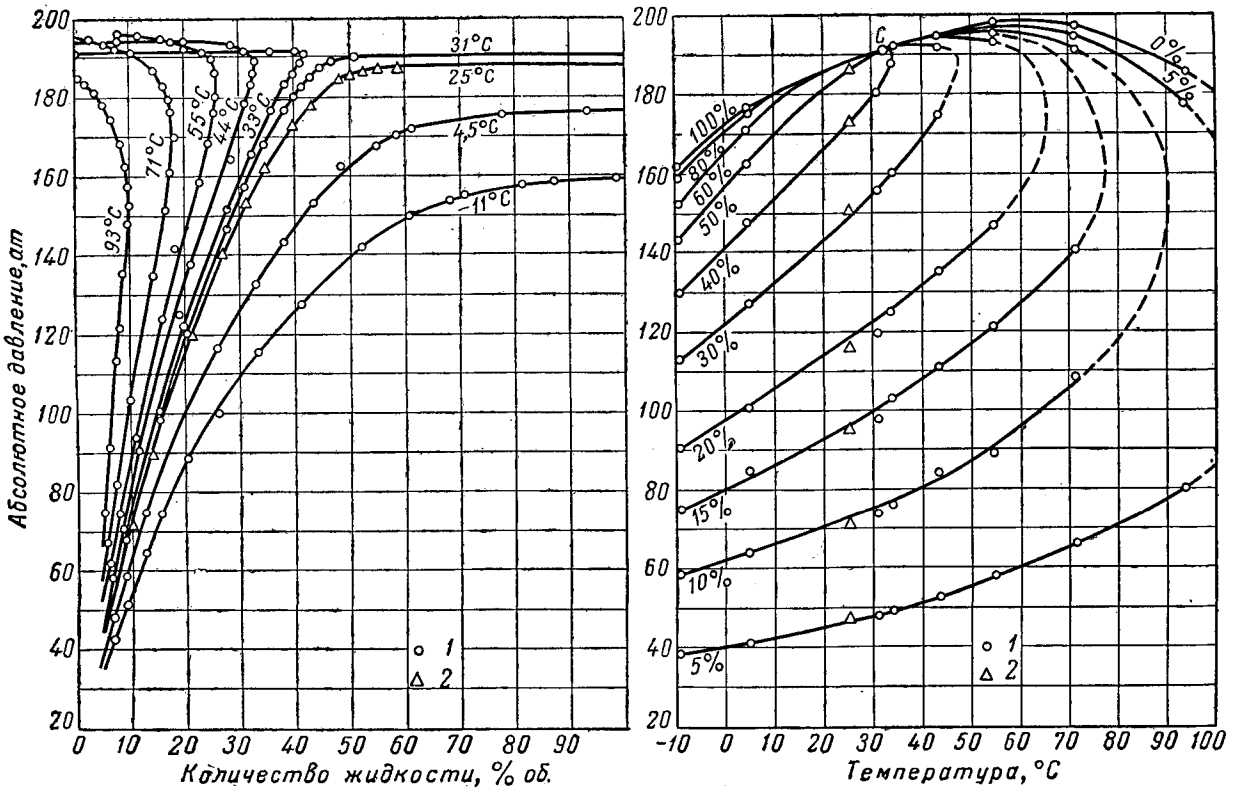


Рис. IV. 24. Диаграмма фазового состояния для системы природный газ — газолин [111, 28].
1 — первый опыт *A*; *2* — второй опыт *B*.

Таблица IV. 14

Сравнение вычислительных и экспериментально измеренных значений плотностей жидкости в однофазной и двухфазной системах*

Абсолютное давление	Вычисленные значения		Экспериментально измеренные значения	
	z	плотность, $г/см^3$	плотность, $г/см^3$	содержание жидкой фазы, %
Температура 4,5° С, псевдоприведенная температура 1,13, истинная приведенная температура 0,91				
202	0,628	0,380	0,376	Однофазная
177	0,569	0,367	0,366	»
172	0,556	0,364	0,361	60,5
153	0,511	0,353	0,320	43,2
105	0,43	0,287	0,204	20,7
47	0,680	0,083	0,082	6,6
Температура 31° С, псевдоприведенная температура 1,21, истинная приведенная температура 0,995				
203	0,658	0,339	0,334	Однофазная
190	0,633	0,330	0,326	»
189	0,631	0,328	0,323	46,7
184	0,662	0,324	0,314	41,7
177	0,609	0,319	0,300	38,3
147	0,558	0,289	0,246	28,0
99	0,542	0,200	0,157	15,2
68,5	0,660	0,114	0,103	8,9
Температура 71° С, псевдоприведенная температура 1,40, истинная приведенная температура 1,13				
196	0,728	0,256	0,263	Однофазная
194	0,727	0,254	0,263	3,9
183	0,718	0,242	0,246	16,1
161	0,705	0,217	0,216	16,7
135	0,706	0,181	0,176	14,1
104	0,738	0,13	0,132	9,9
67,3	0,815	0,079	0,082	5,1
Температура 93,5° С, псевдоприведенная температура 1,49, истинная приведенная температура 1,20				
207	0,788	0,235	0,243	Однофазная
184	0,774	0,213	0,221	1,4
158	0,769	0,208	0,215	1,5
157	0,764	0,184	0,188	9,4
136	0,769	0,158	0,159	8,7
114	0,787	0,129	0,130	7,4
91	0,814	0,100	0,102	5,9
75	0,842	0,079	0,082	4,7

* Данные взяты из [IV. 60].

общая плотность системы, содержащей относительно небольшое количество жидкой фазы, может быть рассчитана в предположении, что эта система находится в однофазном состоянии. Это объясняется тем, что в этих условиях разница парциальных объемов паровой и жидкой фаз незначительна. Следовательно, тот факт, что часть смеси находится в жидком состоянии, не оказывает большого влияния на общую плотность системы.

Применять указанное допущение надо осторожно, учитывая положение смеси на фазовой диаграмме. Однако при давлениях, превышающих 70 *ат*, когда температура выше критической температуры смеси, присутствие жидкой фазы при содержании, не превышающем 10%, по-видимому, не влияет на расчет средней плотности смеси методом, основанным на применении коэффициента сжимаемости.

7. ОТРИЦАТЕЛЬНЫЙ КАЖУЩИЙСЯ ОБЪЕМ ЖИДКИХ КОМПОНЕНТОВ

Понятие об отрицательном кажущемся объеме жидкости, растворенной в газе высокого давления, становится ясным из данных, получаемых при изучении сжимаемости газа [IV. 52]. Один из авторов при подготовке опыта с природным газом в бомбе высокого давления заметил его необычайное поведение. Газ при температуре 24° С и давлении 140 *ат*, не содержащий жидкости, был охлажден до 0° С. После этого из бомбы было извлечено около 0,5 *л* жидкости. Далее температура в бомбе была вновь поднята до 24° С. При этом давление в бомбе поднялось до 144,2 *ат*. Отсюда следует, что если извлеченную жидкость снова закачать в бомбу, то давление в ней будет уменьшаться. Был проведен также эксперимент в бомбе с смотровым окном, в которой содержалось при температуре 37,8° С и давлении 140 *ат* 0,859 моль метана. Бутан из расчета 0,141 *г/моль* закачивался в бомбу, при этом температура в ней поддерживалась равной 37,8° С. Когда закачка бутана была закончена, давление в бомбе снизилось до 134 *ат*, при этом смесь метана и бутана в бомбе находилась в однофазном состоянии. В связи с этим представляет интерес диаграмма, приведенная на рис. IV. 25, построенная по данным Седжа, Хикса и Леси [IV. 62] для системы метан—бутан [IV. 52]. В пределах площади *1* бутан имеет отрицательный кажущийся объем, т. е. один метан при тех же значениях температуры и давления будет занимать объем больший, чем в смеси с бутаном. Бутан влияет на силы взаимодействия между молекулами метана так, что облегчается их сближение друг с другом. В пределах площади *2* значение кажущегося объема изменяется от нуля до значения, соответствующего чистому жидкому бутану. И, наконец, в пределах площади *3* кажущийся объем бутана в газовой фазе превышает таковой для жидкой фазы. При давлении, близком к атмосферному, объем таких компонентов в газовой фазе приближается к объему идеального газа.

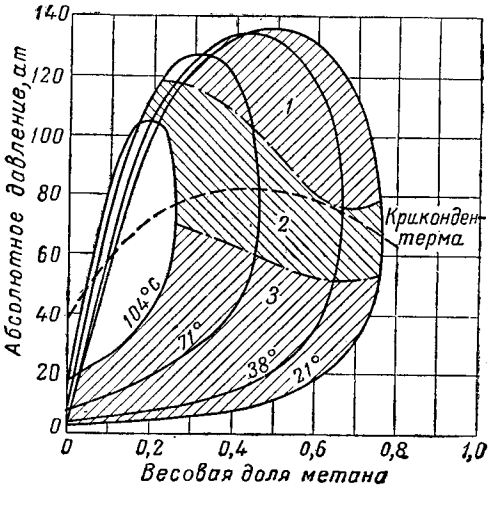


Рис. IV. 25. Кажущиеся объемы бутана в насыщенной смеси метан — бутан [III. 62, III. 63, IV. 52].

8. ВЛИЯНИЕ МОЛЕКУЛЯРНОЙ ПРИРОДЫ ВЕЩЕСТВА НА СЖИМАЕМОСТЬ

Отклонение поведения газов от теоремы соответственных состояний, а также возможность существования явления отрицательных кажущихся объемов при растворении других углеводородов в метане показывают, что поведением молекул управляют силы межмолекулярного взаимодействия и что потребуется накопление определенного количества знаний, прежде чем вопрос о предсказании объемного поведения компонентов будет решен окончательно.

Чтобы охарактеризовать отклонение поведения молекул реальной жидкости от поведения молекул совершенной жидкости, Питзер (Pitzer) [IV. 68] предложил ввести параметр несовершенства n. Этот параметр является функцией упругости пара P_s, соответствующего значению приведенной температуры, равному 0,7, и функцией критического давления p_c:

$$n = \lg \frac{p_c}{P_s} - 1. \qquad \text{(IV. 22}$$

На рис. IV. 26 представлена зависимость коэффициента сжимаемости от параметра несовершенства для различных значений приведенной температуры. График построен для приведенного давления, равного 1,6.

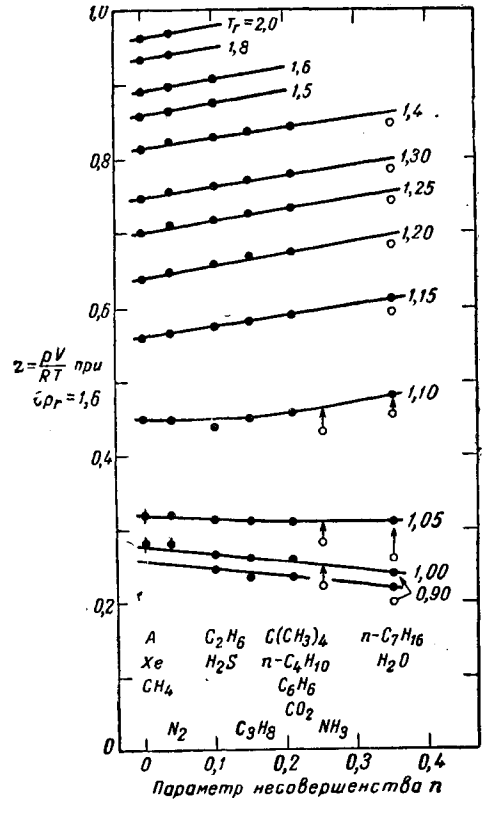


Рис. IV. 26. Зависимость коэффициента сжимаемости от параметра несовершенства при $p_r = 1,6$ [IV. 68].

9. ФУНКЦИИ КОЭФФИЦИЕНТА СЖИМАЕМОСТИ

Часто в термодинамических расчетах требуется знать функциональную зависимость коэффициента сжимаемости от давления и температуры. Значения коэффициента сжимаемости, приведенные в табл. II. 2, были рассчитаны по диаграмме рис. IV. 16, построенной в крупном масштабе.

В приложении даются следующие функции (в виде таблиц и в графическом виде).

Таблица II. 2: коэффициенты сжимаемости природных газов.

Табл. П. 3: $\int_{0,2}^{p_r} z\,dp_r$.

Табл. П. 4: $\int_{0,2}^{p_r} \frac{z}{p_r}\,dp_r$.

Табл. П. 5: $\int_{p_r}^{0,2} z\,dp_r$ и $\int_{p_r}^{0,2} \frac{z}{p_r}\,dp_r$.

Табл. П. 6: $\int_{0}^{p_r} \frac{p_r}{z}\,dp_r$.

Табл. П. 7: $\int_0^{p_r} \left(\frac{p_r}{z}\right)^2 dp_r$.

Табл. П. 8. $\left[0{,}5 + \int_{p_r}^{3} \frac{z/p_r}{1 + B\,(z/p_r)^2}\,dp_r\right]_{T_r}$.

10. ДИАГРАММА СЖИМАЕМОСТИ ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ

Иногда необходимо выразить сжимаемость природных газов по форме, обычно применяемой для выражения сжимаемости жидкостей. В этом случае сжимаемость газа определяется следующим равенством:

$$C_g = -\frac{\partial V}{V \partial p}. \qquad \text{(IV. 23)}$$

Труб (Trube) [IV. 93] определяет псевдоприведенную сжимаемость C_r, произведением $C_g \cdot P_c$, являющимся безразмерной величиной. Значения C_r он вычислял по коэффициентам сжимаемости природных газов (рис. IV. 16) на основании следующего соотношения:

$$C_r = C_g p_c = \frac{1}{p_r} - \frac{\partial z}{z \partial p_r}. \qquad \text{(IV. 24)}$$

На рис. IV. 27 и IV. 28 приведены кривые зависимости псевдоприведенной сжимаемости от приведенной температуры и приведенного давления.

Пример.

Требуется определить сжимаемость природного газа удельного веса 0,65 при давлении 101 *ат* и температуре 68° С.

Газ удельного веса 0,65 имеет $T_c = 208°$ К и $p_c = 45{,}6$ *ат* (см. рис. IV. 22):

$$T_r = \frac{68 + 273}{208} = 1{,}65, \quad p_r = \frac{101}{45{,}6} = 2{,}22.$$

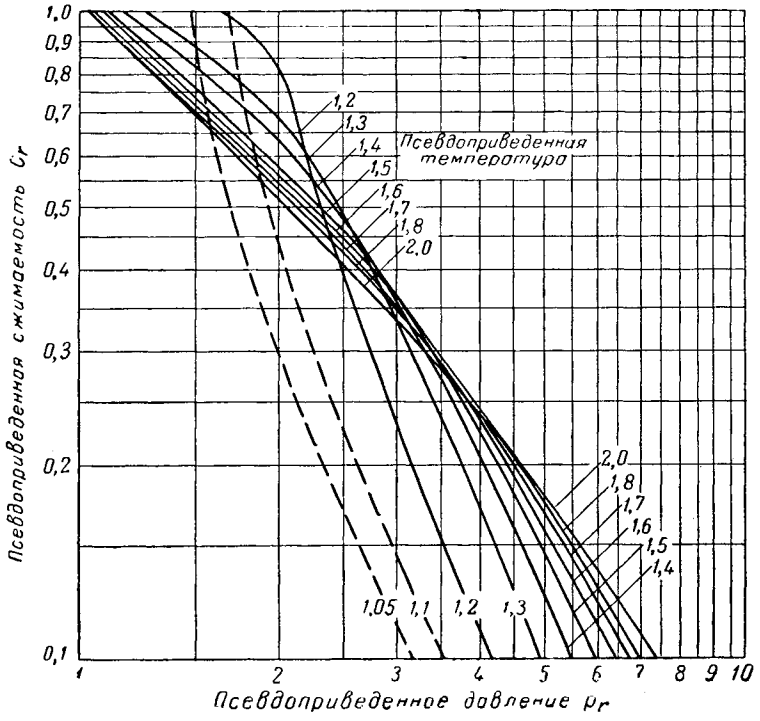


Рис. IV. 27. Сжимаемость природных газов [IV. 93].

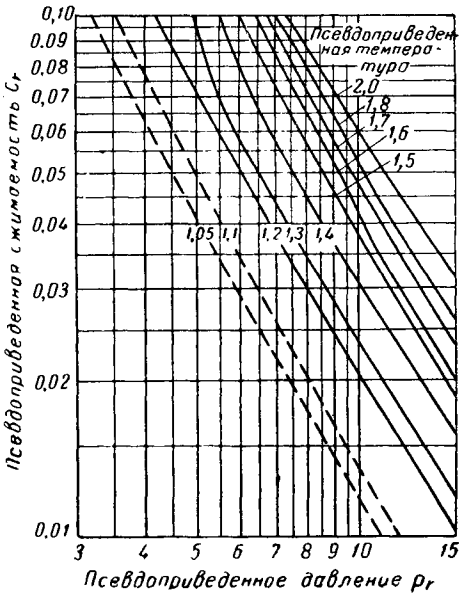


Рис. IV. 28. Сжимаемость природных газов [IV. 93].

Из рис. IV. 27 по данным T_r и p_r находим $C_r = 0{,}51$.

$$C_g = \frac{0{,}51}{45{,}6} = 0{,}0112\,\frac{\text{ед. объема}}{(\text{ед. объема}) \times (am)}.$$

11. ПЛОТНОСТЬ ЖИДКОСТЕЙ

Плотность индивидуальных соединений в жидком состоянии при увеличении температуры уменьшается, принимая при критической температуре значение плотности пара (рис. IV. 29). Аналогично этому изменяется и плотность смеси жидкостей (значения плотностей индивидуальных соединений в жидком состоянии см. в [IV. 1]). На рис. IV. 30 приведена плотность пропана в зависимости от температуры [1. 2].

В лабораторных исследованиях плотности жидкостей обычно измеряются с помощью ареометра или пикнометра. Температурные поправки к плотностям жидкостей для приведения к какой-либо стандартной температуре, например 20° С, можно найти в стандартных таблицах [IV. 1]. Индивидуальные углеводороды в жидком состоянии (например, пентан и гексан) при комнатных температуре и давлении имеют почти аддитивные объемы [1].

Плотность углеводородных жидкостей может быть рассчитана по их составу и плотностям входящих в них компонентов [IV. 88, I. 19, I. 2]. При этом предполагается, что объемы пропана и более тяжелых углеводородов при температуре 15,5° С аддитивные. Зная плотность смесей жидкостей, содержащих метан и более тяжелые углеводороды при температуре 15,5° С и давлении 1 *ат*, можно вычислить кажущуюся плотность растворенного метана. На рис. IV. 31 приведены значения кажущейся плотности метана и этана, растворенных в углеводородных жидкостях, в зависимости от их процентного содержания и плотности растворителя. Пример расчета плотности жидкости по ее составу приведен в табл. IV. 15. При растворении азота в жидкости плотностью 0,68 *г/см*³ его кажущаяся плотность составляет 0,48 *г/см*³.

[1] Объемы смесей метановых с ароматическими углеводородами не являются вполне аддитивными. — *Прим. ред.*

Таблица IV. 15

Пример расчета плотности жидкости по ее составу при давлении 112 *ат* и температуре 49° С

Компонент	Молярная доля жидкости	Молекулярный вес	Моли	Плотность жидкости, *г/см*³	*см*³/*моль*
Углекислый газ . . .	0,0029	44	0,13	(0,420)	0,31
Метан	0,2943	16	4,73	(0,320)	14,77
Этан	0,0510	30	1,53	(0,485)	3,16
Пропан	0,0356	44	1,57	0,5072	3,09
Изобутан	0,0167	58	0,97	0,5625	1,72
н-бутан	0,0275	58	1,60	0,5836	2,75
Пентаны	0,1463	72	10,55	0,6270	16,80
Гексаны	0,1283	86	11,05	0,6630	16,70
Гептаны + ...	0,2974	196	58,30	0,8500	68,50
Метан + ...			90,43		127,80
Этан + ...			85,70		113,03
Пропан + ...			84,17		109,87

Плотность метан $C_1+ = 90{,}43/127{,}8 = 0{,}708$ *г/см*³
Плотность этан $C_2+ = 85{,}70/113{,}03 = 0{,}757$ *г/см*³
Плотность пропан $C_3+ = 84{,}17/109{,}87 = 0{,}768$ *г/см*³
Плотность прн 15,5° С и 1 *ат* = 0,708 *г/см*³

Поправка на давленне к плотностн прн давленнн 112 *ата* (рнс. IV.32) составляет +0,010, поэтому плотность вместо 0,708 будет 0,718.

По плотности 0,718 и температуре 49° С находнм плотность смеси, равную 0,691 (рнс. IV.2а).

Таким образом, плотность прн температуре 49° С и давленнн 112 *ат* составляет 0,691 *г/см*³.

Примечание. Данные взяты нз [IV.50].

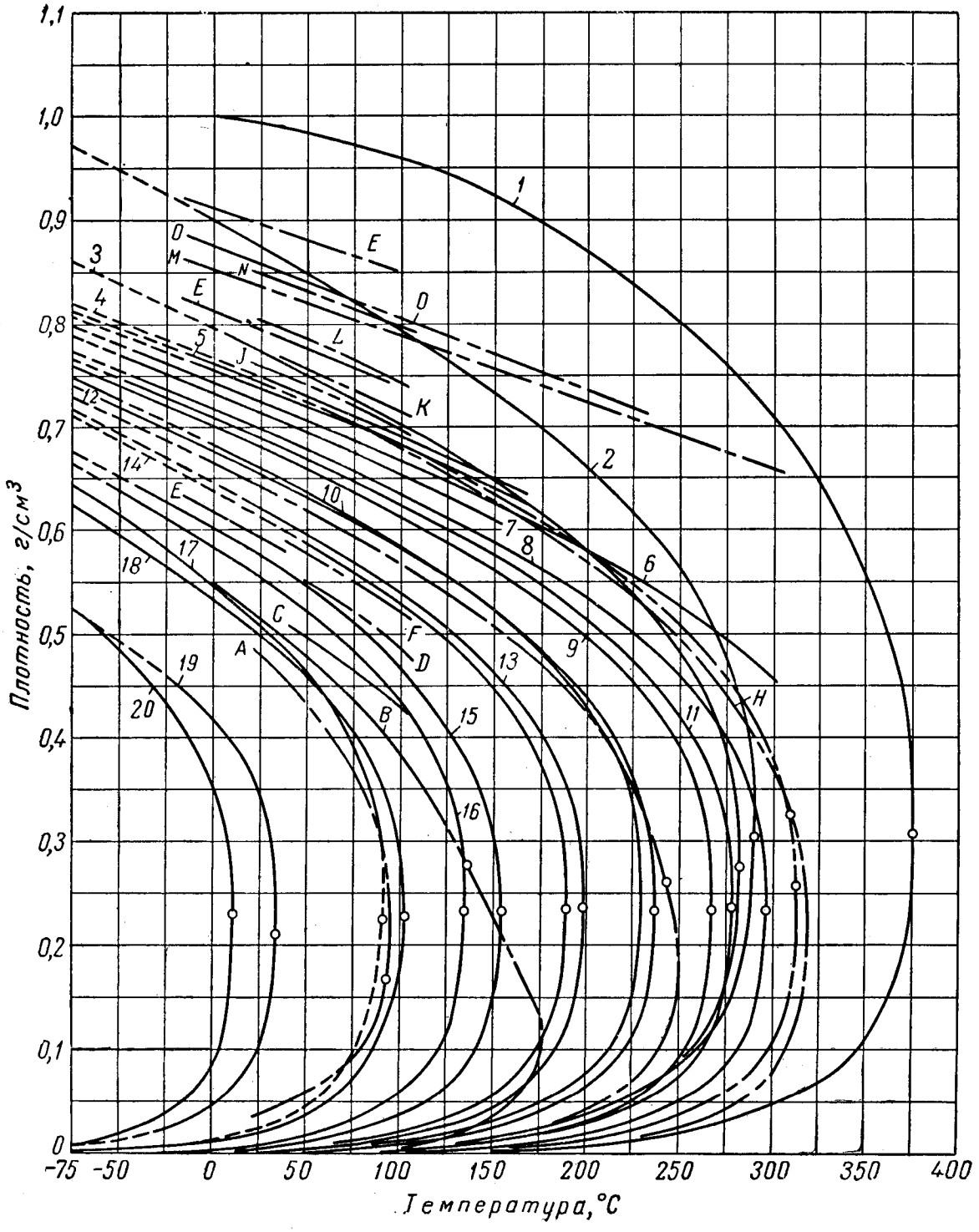


Рис. IV. 29. Ортобарическая плотность жидкостей и паров [I. 2].

A — смесь 8 % мол. CH_4 и 92% C_3H_8 при абсолютном давлении, равном 26—52 *ат*; *B* — 50,25 по весу C_2H_6 и 49,75 % n=C_7H_{16}; *C* — 19,2% по весу CH_4 и 80,8 %C_6H_{14} при абсолютном давлении, равном 170—175 *ат*; *D* — 7,15 %по весу CH_4 и 92,85 %n-C_5H_{12} при абсолютном давлении, равном 60—74; *E* — взято из стандартных нефтяных таблиц; *F* — 7,15 % по весу CH_4 и 92,85% C_5H_{12} при абсолютном давлении, равном 210 *ат*; *G* — 9,78 % по весу C_2H_6 и 90,22 % n-C_7H_{16}; *H* — газолин; *I* — нефть; *J* — нефть месторождения Конрое переменного состава при 172—216 *ат*; *K* — 8 % по весу газа в нефти месторождения при *L*=5,11%по весу газа в нефти промысла Санта фе Спрингс при абсолютном давлении, равном 148—180; *M* —веретенное масло из пенсильванской нефти при атмосферном давлении; *N* — 4% по весу CH_4 в бесцветном масле при абсолютном давлении, равном 136—170; *O* — оклахомское смазочное масло при атмосферном давлении; *P* — кеттлманский конденсат при 38—58 *ат*; *1* — вода; *2* — бензол; *3* — циклогексан; *4* — додекан; *5* —ундекан; *6*$_в$— декан; *7* — нонан; *8* — *н*-октан; *9* — *н*-гептан; *10* — днизопропил; *11* — днизобутил; *12* — *н*-гексан; *13* — *н*-пентан; *14* — изопентан; *15* — *н*-бутан; *16* — изобутан; *17* — пропилеи; *18* — пропан; *19* — этан; *20* — этилен.

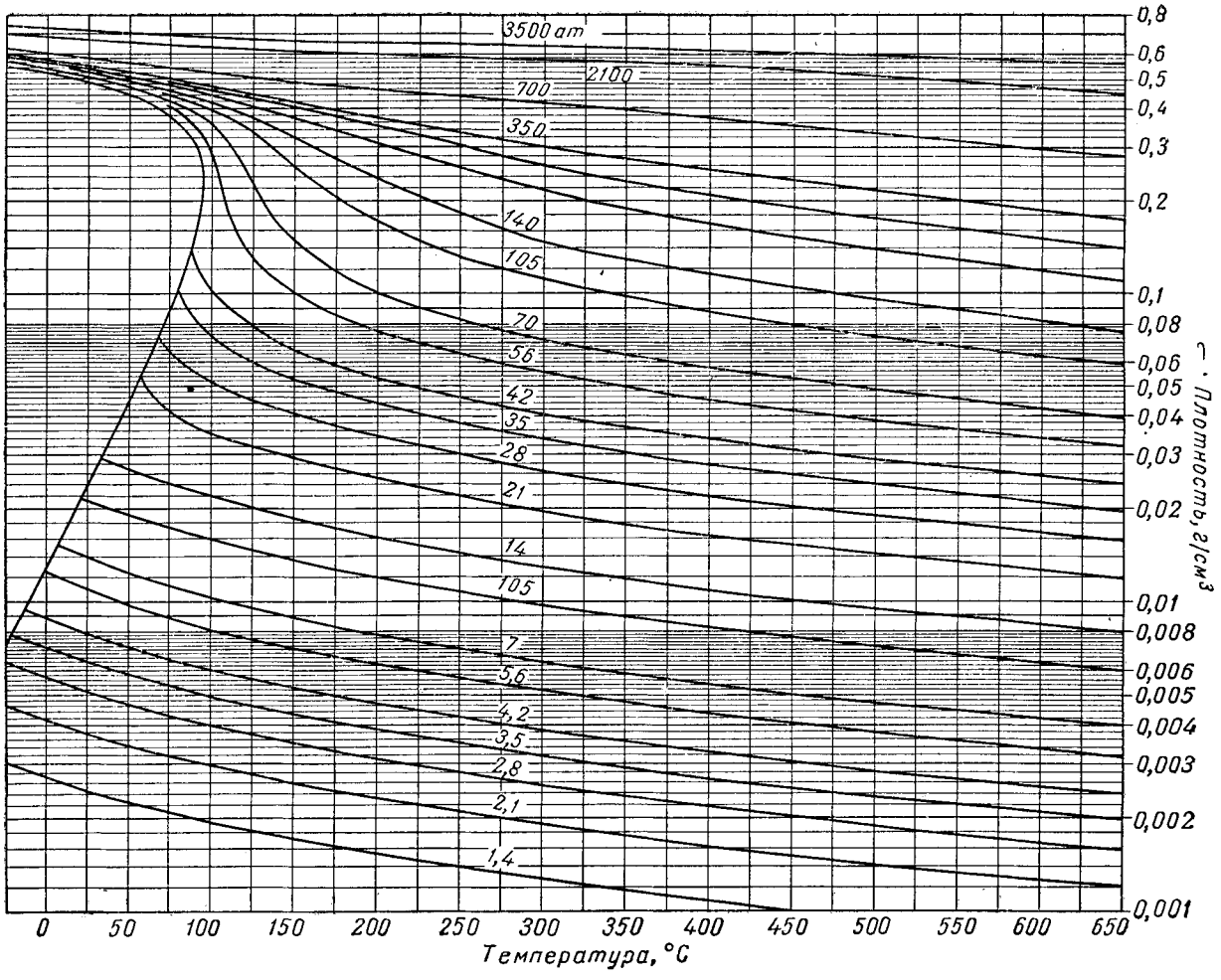


Рис. IV. 30. Плотность пропана [I. 2].

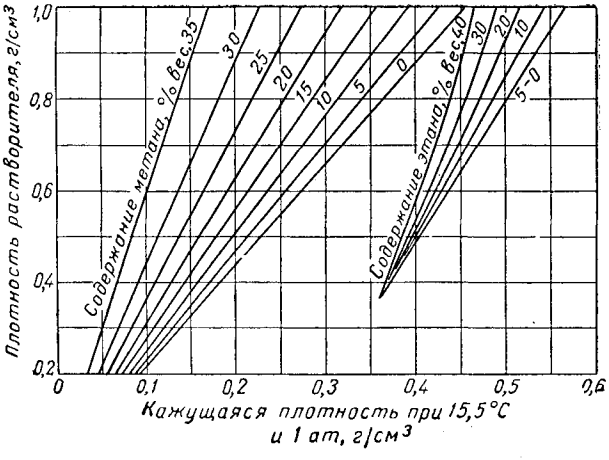


Рис. IV. 31. Кажущаяся плотность метана и этана [IV, 88, I. 2].

Характер влияния давления на плотность жидкости зависит от плотности самой жидкости. При этом, чем меньше плотность жидкости или чем ближе ее температура к критической, тем больше ее сжимаемость. На рис. IV. 32 дана поправка плотности на давление в зависимости от плотности жидкости при 15,5° С. Труб [IV.93а] предложил диаграмму для определения сжимаемости пластовых углеводородных жидкостей (рис. IV. 32с). Значения псевдокритических параметров могут быть взяты из рис. IV. 32а и IV. 32в.

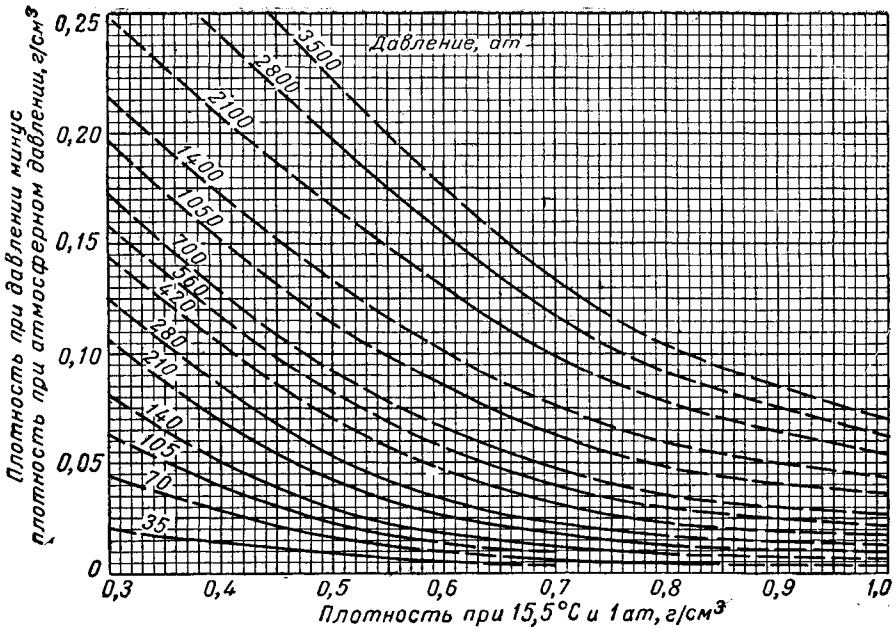


Рис. IV. 32. Влияние давления на плотность жидкостей при температуре 15,5° С [I. 2; IV. 88].

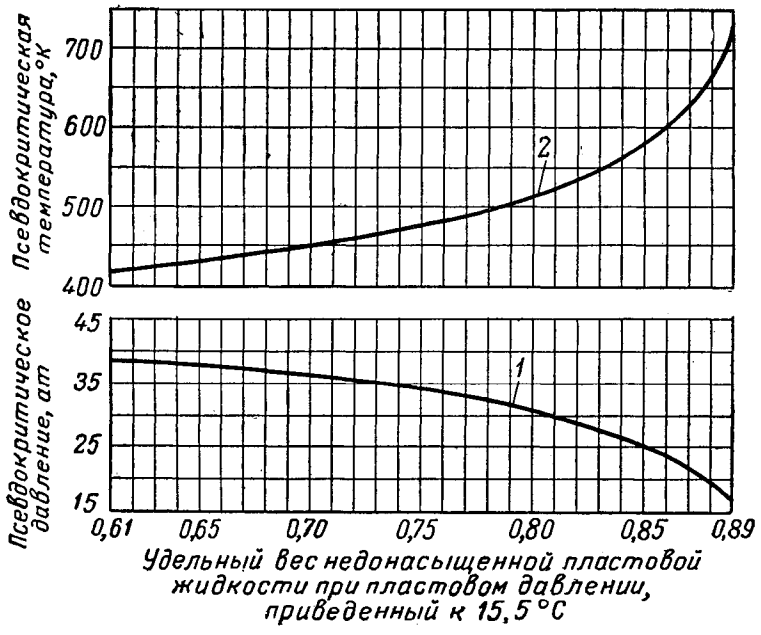


Рис. IV. 32 а. Псевдокритические условия недонасыщенных пластовых жидкостей [IV. 93а].

1 — псевдокритическое давление; *2* — псевдокритическая температура.

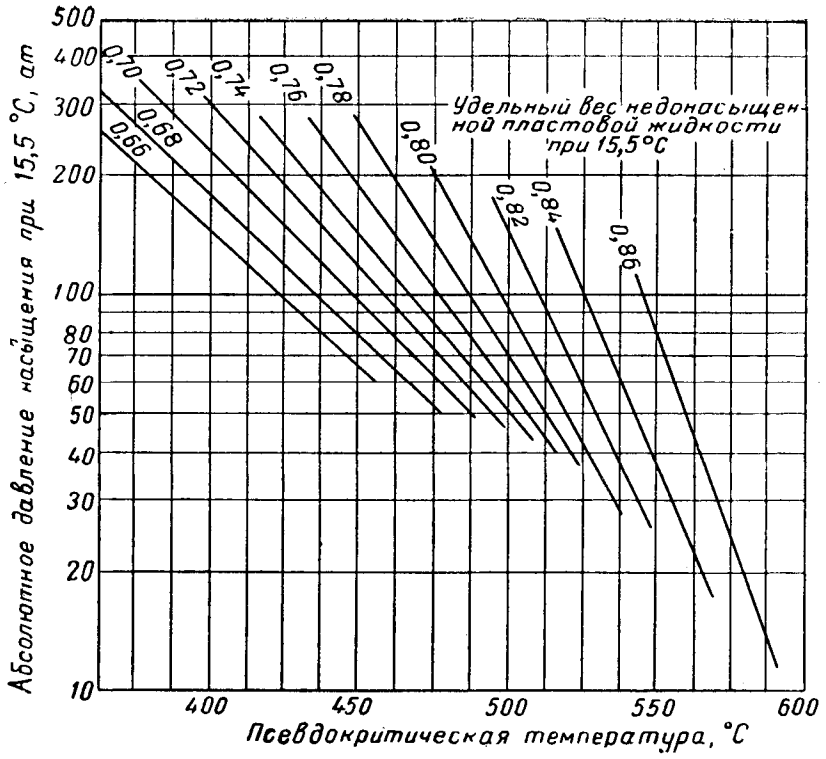


Рис. IV. 32 в. Зависимость псевдокритической температуры от удельного веса и давления насыщения жидкости [IV. 93 а].

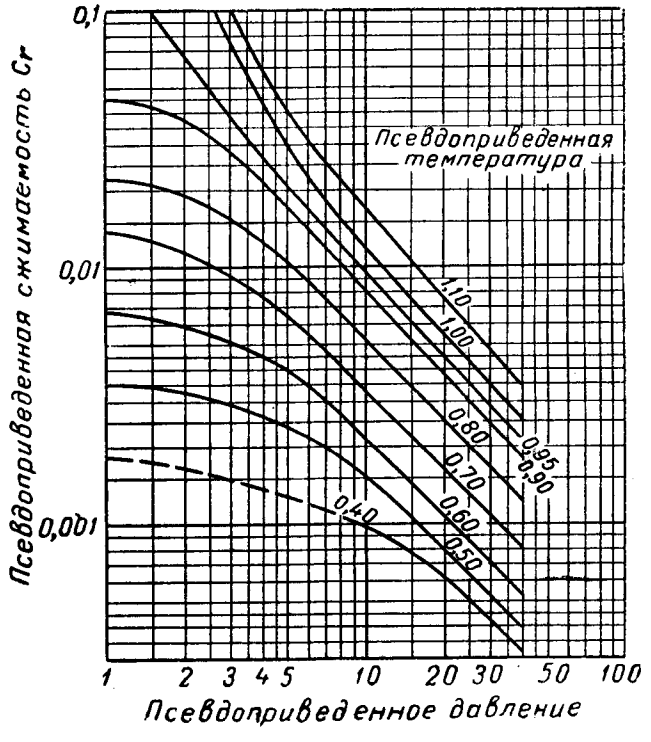


Рис. IV. 32 с. Приведенная сжимаемость для недонасыщенных пластовых жидкостей [IV. 93 а].

12. ПАРЦИАЛЬНЫЕ ОБЪЕМЫ

Парциальным объемом компонента называется изменение объема системы при добавлении к ней единицы массы этого компонента. Парциальный объем зависит от температуры, давления и состава фазы [IV. 78]. Представляет интерес сравнение парциальных объемов определенных компонентов в смесях разного состава. Олдс, Седж и Леси [IV. 65] представили данные о парциальных объемах *н*-бутана и *н*-декана при 137,5° С (рис. IV. 33 и IV. 34) в функции от давления и концентрации бутана в бинарной системе. По этим графикам можно непосредственно рассчитывать плотность жидкой фазы при 137,5° С.

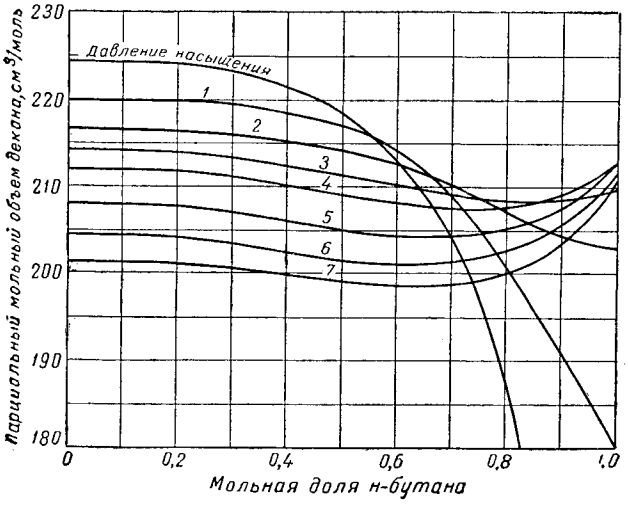


Рис. IV. 33. Парциальный объем декана при 138° С в системе *н*-бутан-декан [IV. 65]. Давление в *ат*: *1* — 70; *2* — 140; *3* — 210; *4* — 280; *5* — 420; *6* — 560; *7* — 700.

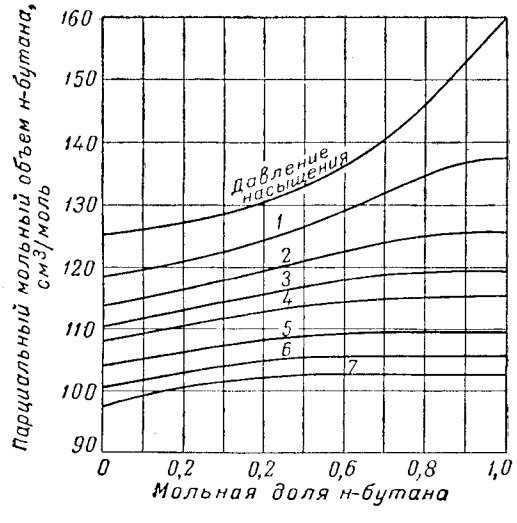


Рис. IV. 34. Парциальный объем *н*-бутана при 138° С в системе н-бутан — декан [IV. 65]. Давление насыщения в *ат*: *1* — 70; *2* — 140; *3* — 210; *4* — 280; *5* — 420; *6* — 560; *7* — 700.

Пример

Рассчитать плотность жидкости, состоящей из 0,463 мольных долей бутана и 0,537 мольных долей декана при давлении 280 *ат* и температуре 137,5° С (Олдс, Седж и Леси [IV. 65] определили экспериментально для этих условий объем 1 *моль* этой смеси равным 165,2 *см³/моль*).

Решение

Используя парциальные объемы (рис. IV. 33 и IV. 34), находим следующее.

Углеводороды	Мольная доля	Парциальный объем при 280 *ат* и 137° С, *см³/моль*	Произведение мольная доля × парциальный объем
н-Бутан	0,463	113,3	52,5
Декан	0,537	209,8	112,7
Сумма			165,2

Величина 165,2 точно соответствует экспериментальному значению. Используя кажущиеся плотности индивидуальных компонентов с поправками на температуру и давления смеси, находим:

Углеводороды	Мольная доля	Молекулярный вес	Моли	Плотность при 15,5° С *г/см³*	*см³/моль*
Бутан .	0,463	58	26,9	0,5844	46,1
Декан .	0,537	144	77,4	0,7341	105,4
			104,3		151,5

Таким образом, при 15,5° С и атмосферном давлении плотность равняется $\frac{104,3}{151,5} = 0,689$ *г/см³*. Поправка на давление (рис. IV. 32) равна 0,024. Плотность при 15,5° С и давлении 280 *ат* равна 0,713 *г/см³*. По этой плотности и по разности температур (рис. IV. 29) находим плотность при 137,5°, равную 0,605 *г/см³*. Удельный объем 165,2 *см³/моль* соответствует плотности, равной $\frac{104,3}{165,2} = 0,63$ *г/см³*.

Таким образом, плотность жидкости, вычисленная подобным методом, на 4% ниже плотности, полученной экспериментально.

13. ХАРАКТЕРИСТИЧЕСКИЙ ФАКТОР УГЛЕВОДОРОДОВ

Углеводороды, находящиеся в пласте в газообразном состоянии, кипящие до 65°, состоят из метановых углеводородов, а кипящие при более высокой температуре, также и из ароматических и нафтеновых углеводородов. При стандартном анализе таких углеводородных жидкостей определяют пределы кипения, удельные веса и иногда молекулярные веса.

Смит и Ватсон (Smith and Watson) [IV. 86] предложили характеристический фактор углеводородов в следующем виде:

$$K = \frac{\sqrt[3]{T}}{0,81618\left(\gamma_4^{20} + 0,00826\right)}, \qquad \text{(IV. 25)}$$

где K — характеристический фактор углеводородов; T — средняя температура кипения в °К; γ_4 — удельный вес жидкости при 20° С (берется по отношению к удельному весу воды при 4° С или в *г/см³*).

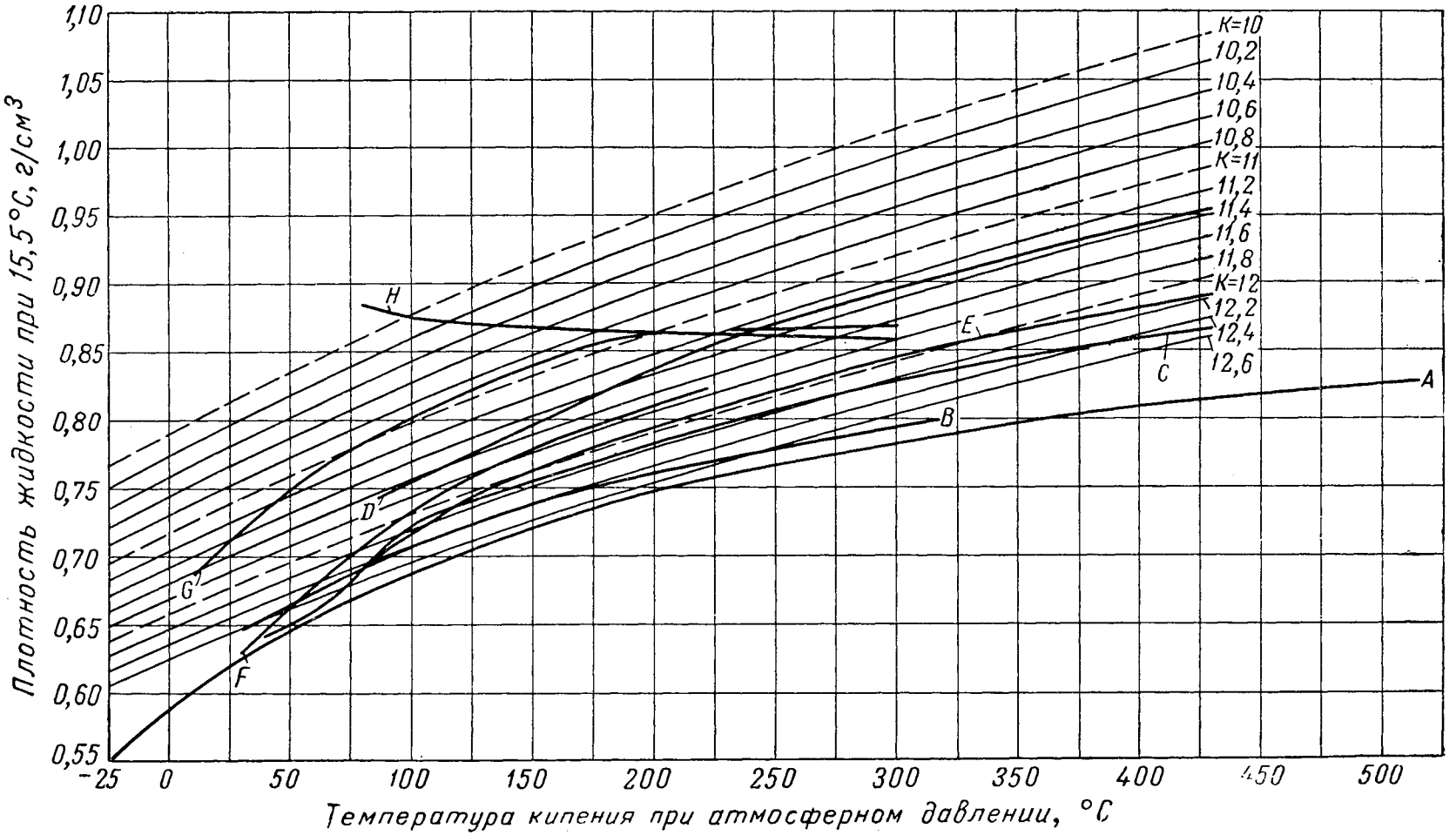


Рис. IV. 35. Зависимость плотности жидкости при 15,5° С от температуры кипения при нормальном атмосферном давлении [I. 2].

A — парафины нормального ряда; *B* — олефины; *C* — пенсильванская нефть; *D* — калифорнийская нефть; *E* — оклахомская нефть; *F* — газолин; *G* — нафтены; *H* — ароматические углеводороды с метильными группами нормального строения в боковом положении цепи; *K* — характеристический фактор.

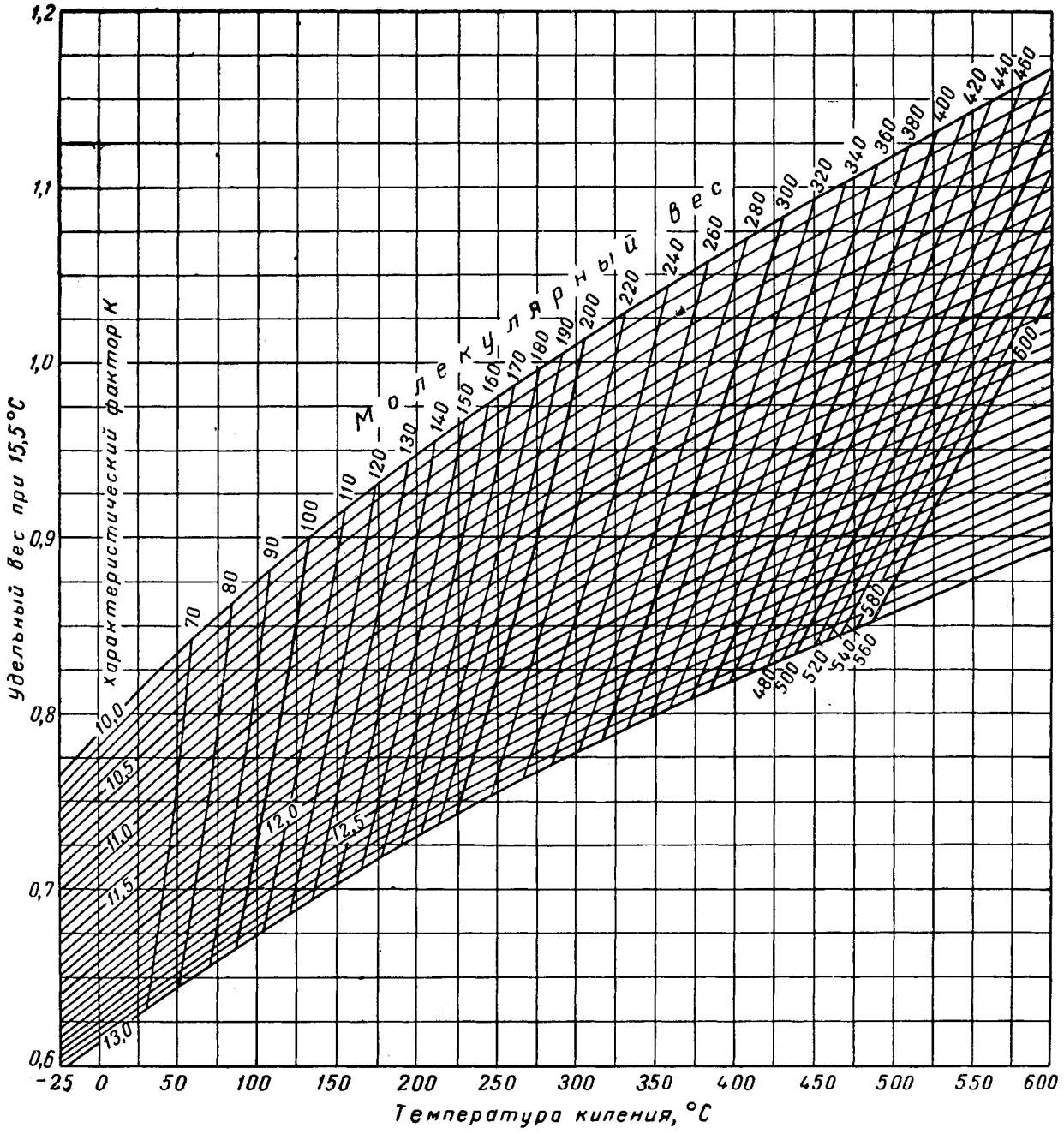


Рис. IV. 36. Соотношение между молекулярным весом, характеристическим фактором, плотностью и температурой кипения [IV. 86, I. 2].

На рис. IV. 35 [I. 2] дано соотношение между плотностью и температурой кипения для различных жидкостей, а также проведены линии постоянных значений характеристического фактора K. Диаграмма, представленная на рис. IV. 36, дает соотношение между температурой кипения при нормальном давлении молекулярным весом, удельным весом и коэффициентом K.

§ 3. ПОВЕРХНОСТНОЕ НАТЯЖЕНИЕ

В разделе о капиллярном давлении показано, что неполное вытеснение жидкости из пористой среды вызывается действием капиллярных сил. Наличием поверхностного натяжения объясняются такие явления, как процесс образования пены и характер процесса кипения, когда пар и жидкость находятся в тесном контакте.

Поверхностное натяжение, возникающее на поверхности раздела жидкости и пара, вызывается различием молекулярных сил в паре и в жидкости и отсутствием равновесия этих сил на поверхности раздела.

Из ранних работ по определению поверхностного натяжения пластовых нефтей, содержащих растворенный газ, следует отметить работу Бичера и Паркхарста (Becer and Parkhurst) [IV. 8].

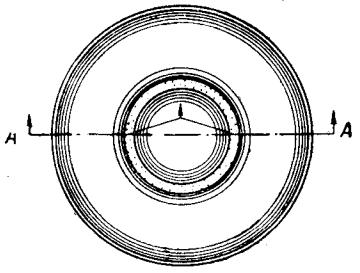
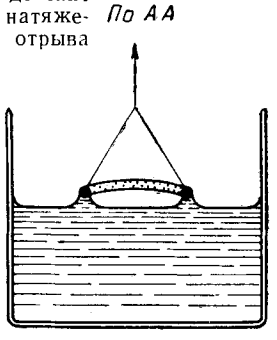


Рис. IV. 37. Определение поверхностного натяжения методом отрыва кольца.



Одним из методов определения поверхностного натяжения является метод отрыва кольца (рис. IV. 37). Сущность этого метода состоит в том, что для отрыва кольца от поверхности раздела двух фаз необходимо приложить силу, пропорциональную удвоенной длине окружности кольца. Таким образом, поверхностное натяжение выражается как сила, действующая на единице длины (в *дин/см*).

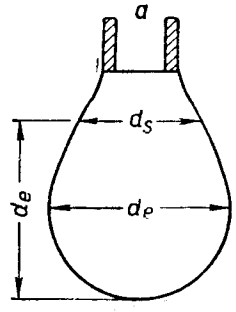


Рис. IV. 38. Определение поверхностного натяжения методом висячей капли.

Капиллярный метод определения поверхностного натяжения [см. рис. II. 38 и формулу (II. 22)] основан на измерении высоты подъема жидкости в капиллярной трубке. Недостатком этого метода является зависимость высоты подъема жидкости от характера

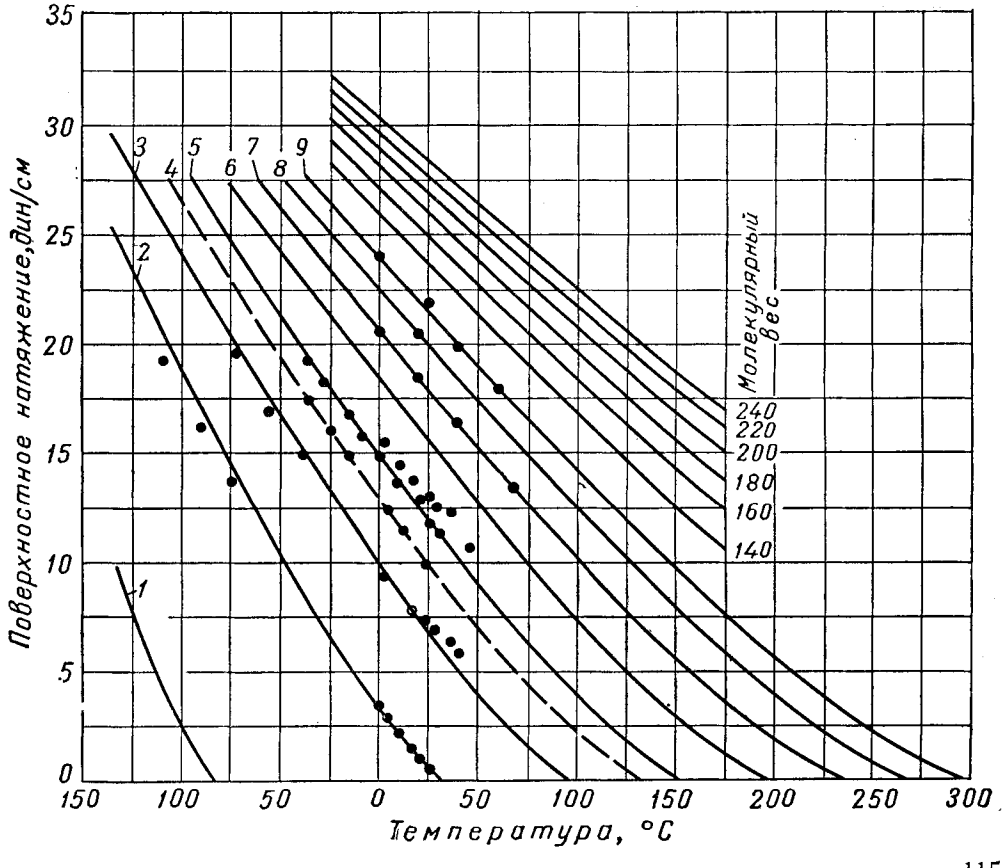


Рис. IV. 39. Поверхностное натяжение углеводородов [IV. 49, IV. 48].

1 — метан; *2* — этан; *3* — пропан; *4* — изобутан; *5* — *н*-бутан; *6* — *н*-пентан; *7* — *н*-гексан; *8* — *н*-гептан; *9* — *н*-октан.

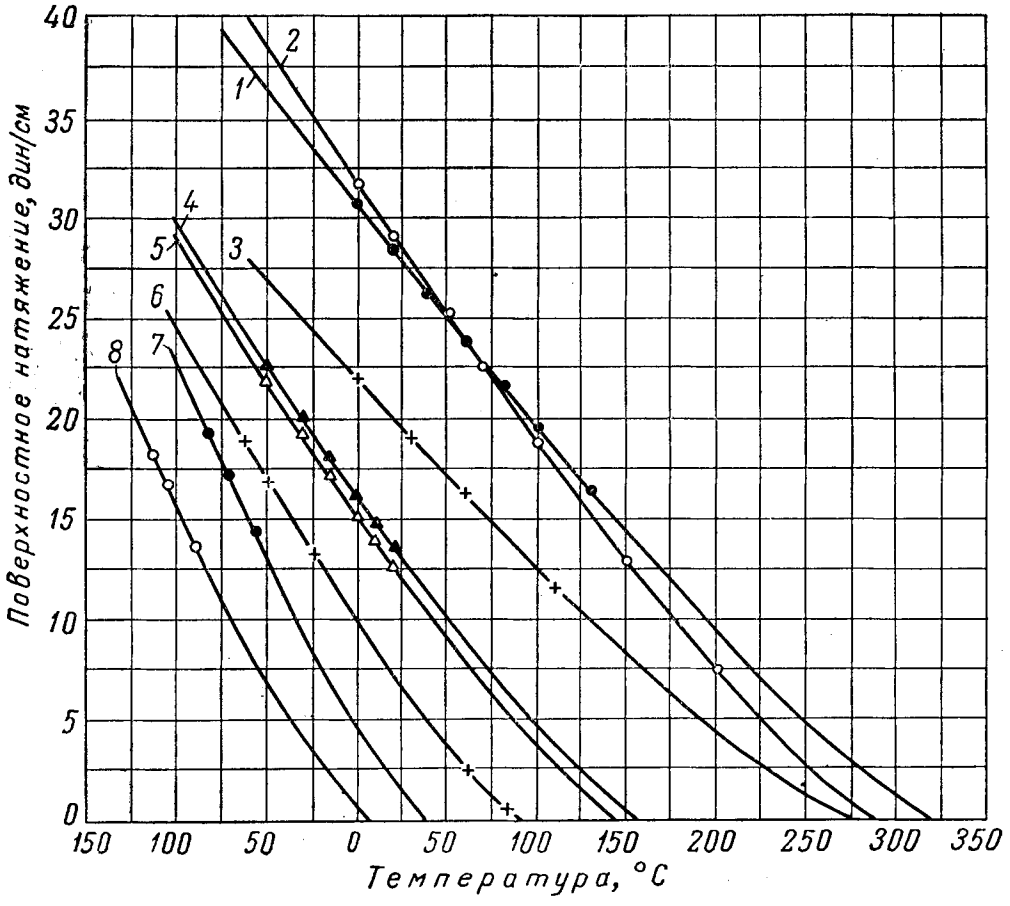


Рис. IV. 40. Поверхностное натяжение углеводородов.
1 — толуол; *2* — бензол; *3* — диизобутил; *4* — бутен-2; *5* — бутен-1; *6* — пропилен; *7* — ацетилен; *8* — этилен.

смачивания стенок капилляра исследуемой жидкостью. В случае полного смачивания жидкостью поверхности капилляра $\cos\theta = 1$ и измерения становятся надежными.

Наиболее предпочтительным методом измерения поверхностного натяжения является метод висячей капли, так как он зависит только от плотности жидкости и размеров капли и не зависит от угла смачивания жидкостью твердой поверхности (рис. IV. 38). Вся применяемая для этого метода аппаратура может быть помещена в сосуде высокого давления [IV. 36, IV. 44]. Формула для подсчета поверхностного натяжения при измерении по этому методу может быть написана в виде

$$\sigma = \frac{g d_e^2}{H} (\rho_{ж} - \rho_{г}), \qquad \text{(IV. 26)}$$

где σ — поверхностное натяжение; d_e — максимальный диаметр капли (рис. IV. 38); g — ускорение силы тяжести; H — постоянная величина, являющаяся функцией отношения d_s/d_e, где d_s определяется способом, показанным на рис. IV. 38.

Значения H в зависимости от d_s/d_e приведены в работе Фордхена (Fordhan) [IV. 33].

Поверхностное натяжение индивидуальных жидкостей на границе с паром с ростом температуры уменьшается, достигая значения, равного нулю при критической температуре (рис. IV. 39, IV. 40) [IV. 49]. Каждая группа углеводородов имеет свою кривую зависимости (рис. IV. 41) поверхностного натяжения от приведенной температуры [IV. 49].

Вейнауг и Катц (Weinaug and Katz) [IV. 94] исследовали поверхностное натяжение смеси метан—пропан при разных температурах в зависимости от давления (рис. IV. 42). На рис. IV. 43 представлен график, на котором совмещены диаграмма давление — температура и значения поверхностного натяжения, начиная с поверхностного натяжения, равного нулю на огибающей кривой критических точек.

При давлениях, меньших критических на 14 *ат*, поверхностное натяжение метан-пропановых смесей составляет менее 0,5 *дин/см*. Вейнауг и Катц рассчитывали также поверхностное натяжение метан-пропановых смесей, используя значения парахор индивидуальных компонентов по формуле

$$\sigma^{1/4} = P_1 \left(x_1 \frac{d_{ж}}{M_{ж}} - y_1 \frac{d_{п}}{M_{п}} \right) + P_2 \left(x_2 \frac{d_{ж}}{M_{ж}} - y_2 \times \right.$$
$$\left. \times \frac{d_{п}}{M_{п}} \right) + \ldots, \qquad \text{(IV. 27)}$$

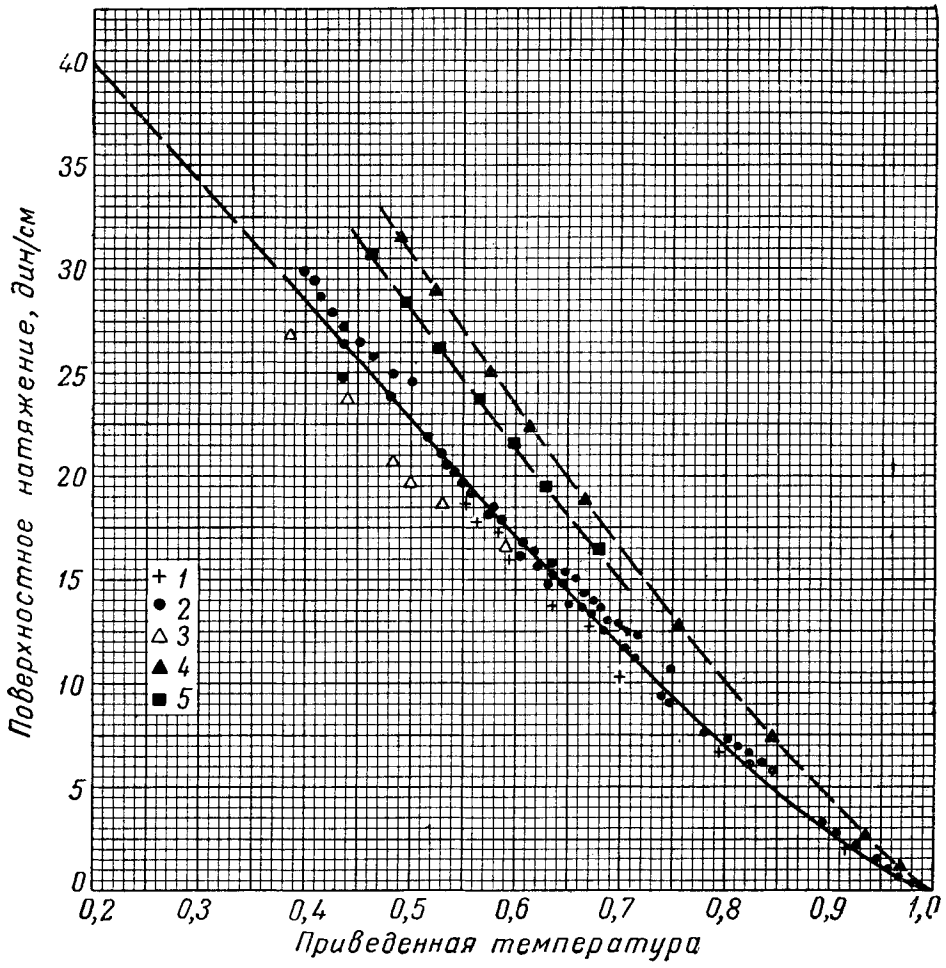


Рис. IV. 41. Зависимость поверхностного натяжения углеводородов от приведенной температуры [IV. 49].

1 — изопарафины; *2* — нормальные парафины; *3* — смеси углеводородов; *4* — бензол; *5* — толуол.

где P_1, P_2 — парахоры отдельных веществ или компонентов в смеси; x_1, x_2 — мольные доли компонентов в жидкой фазе; $d_ж$ — плотность жидкой фазы в *г/см*³; $M_ж$ — молекулярный вес жидкой фазы; y_1, y_2 — мольные доли компонентов в паровой фазе; $d_п$ — плотность паровой фазы в *г/см*³; $M_п$ — молекулярный вес паровой фазы; σ — поверхностное натяжение в *дин/см*.

Индексы 1, 2, ... обозначают индивидуальные компоненты в смеси.

Значения парахор компонентов или смесей могут быть или определены по структуре молекул компонентов, или рассчитаны по значениям поверхностных натяжений индивидуальных веществ при атмосферных условиях.

Значения парахор индивидуальных веществ приведены в табл. IV. 16.

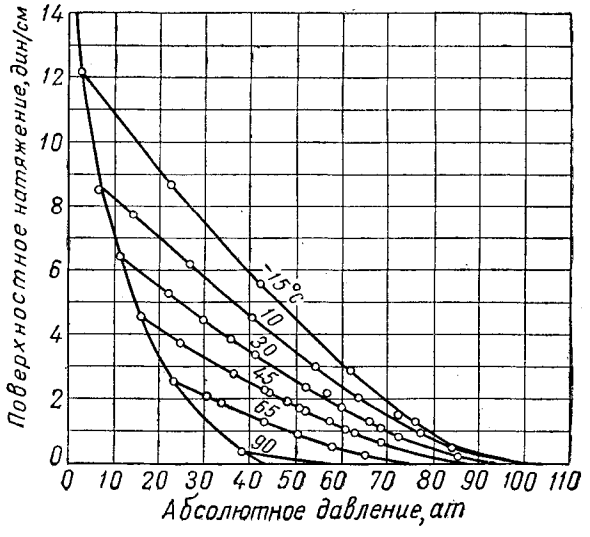


Рис. IV. 42. Поверхностное натяжение в системе метан—пропан [IV. 94].

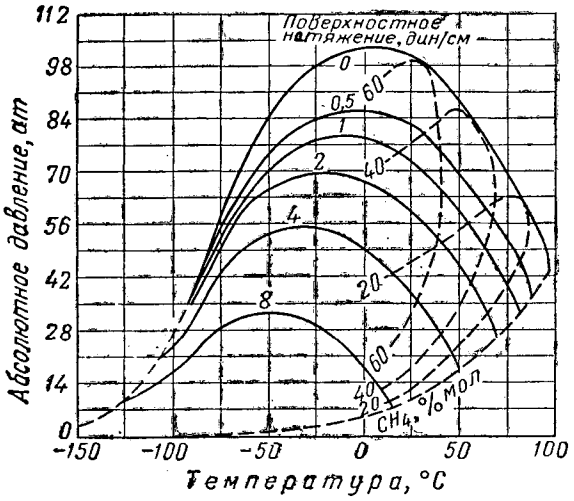


Рис. IV. 43. Поверхностные натяжения системы метан—пропан [IV. 94].

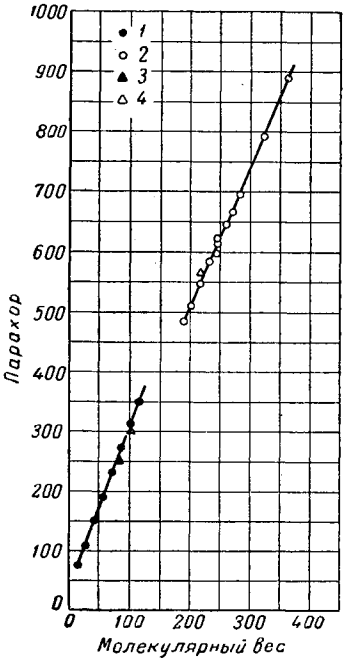


Рис. IV. 44. Парахоры углеводородов [IV. 48].

1 — нормальные парафины; *2* — гептаны + [III. 68]; *3* — газолины; *4* — нефть.

Таблица IV.16

Значения парахор индивидуальных компонентов*

Компонент	Парахор	Компонент	Парахор
Метан	77,0	*н*-Гептан . . .	312,5
Этан	108,0	*н*-Октан . . .	351,5
Пропан	150,3	Этилен	100,1
Изобутан . . .	181,5	Ацетилен . . .	88,6
н-Бутан . . .	189,9	Пропилен . . .	139,9
Изопентан . .	225,0	Водород . . .	34 (приблизительно)
н-Пентан . . .	231,5	Азот	41 (приблизительно)
н-Гексан . . .	271,0		

* Данные взяты из [IV.94].

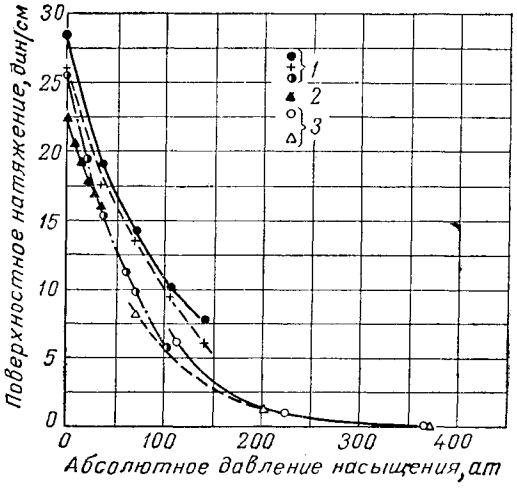


Рис. IV. 45. Поверхностное натяжение нефтей [IV. 48].

1 — экспериментальные данные Шварца при 31° С; *2* — экспериментальные данные Джонса при 35° С; *3* — расчетные данные Стендинга и Катца при 49° С.

Были определены парахоры гептановой и более тяжелых фракций нефти. Эти данные совместно с данными для индивидуальных компонентов приведены на рис. IV. 44.

Метод расчета поверхностного натяжения использовали для равновесных систем нефть — природный газ. Результаты этих расчетов [IV. 48] совместно с данными Шварца (Schwartz) [IV. 81] и Джонеса (Jones) [IV. 47] приведены на рис. IV. 45. Сравнение рассчитанных и экспериментально измеренных значений поверхностного натяжения сырой нефти показывает, что при температуре 48,3° С и давлении 189 *ат* измеренное значение составляет 1,1 *дин/см*, а рассчитанное 0,85 *дин/см* [IV. 50]. В настоящее время можно быть твердо уверенным в том, что углеводородная жидкость, конденсат или нефть, насыщенные природным газом при пластовом

давлении более 210 *ат*, будут иметь поверхностное натяжение 2 *дин/см* или менее. В табл. IV. 17 дается пример расчета поверхностного натяжения по значениям парахор.

Таблица IV.17

Расчет поверхностного натяжения по парахорам

При температуре 30° С и давлении 56,5 *ат* смесь метан — пропан имеет следующие свойства в паровой и жидкой фазах.

Свойства	Жидкая фаза	Паровая фаза
Мольная доля метана . . .	0,255	0,672
Мольная доля пропана . .	0,745	0,328
Молекулярный вес	36,9	25,2
Плотность, *г/см*^{3}	0,4200	0,0807

Значение парахора для метана равно 77, а для пропана 150,3.

$$\sigma^{1/4} = 77\left(\frac{0{,}42}{36{,}9}\,0{,}255 - \frac{0{,}0807}{25{,}2}\,0{,}672\right) + 150{,}3\left(\frac{0{,}42}{36{,}9}\times\right.$$

$$\left.\times\,0{,}745 - \frac{0{,}0807}{25{,}2}\,0{,}328\right) = 1{,}176,\quad \sigma = 1{,}91\ \textit{дин/см}.$$

Экспериментально измеренное поверхностное натяжение для этих условий равно 2,14 *дин/см* [IV. 94].

Поверхностные натяжения для индивидуальных веществ приводятся в таблицах Американского нефтяного института [I. 15]. Поверхностное натяжение смесей веществ было установлено с помощью приведенных поверхностных натяжений [IV. 13].

Поверхностные натяжения воды на границе с природным газом в равновесных условиях получены Хокоттом (Hocott) [IV. 42] и Хугом, Рзаза и Вудом (Hough, Rzasa and Wood) [II. 36]. Данные их экспериментов иллюстрируются рис. IV. 46.

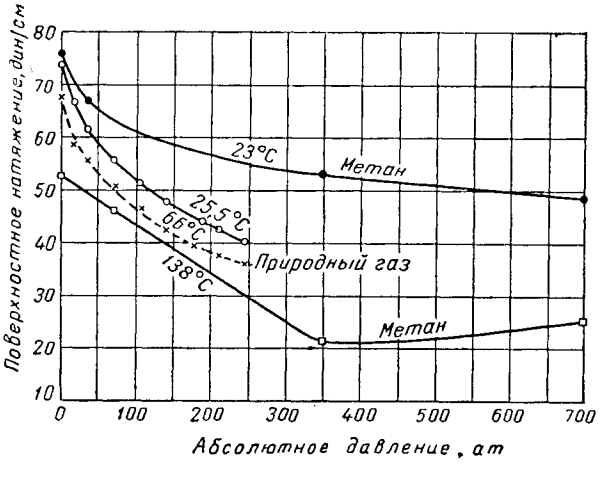


Рис. IV. 46. Зависимость поверхностного натяжения воды на границе с метаном и природным газом от давления [II. 36, IV. 42].

1 ПОВЕРХНОСТНОЕ НАТЯЖЕНИЕ НА ГРАНИЦЕ РАЗДЕЛА ЖИДКОСТЬ — ЖИДКОСТЬ

На границе раздела двух жидких фаз, например вода и нефть или вода и конденсат, наблюдается поверхностное натяжение.

Хассан, Нильсон и Калхаун (Hassan, Nielsen and Calhoun) [IV. 37] исследовали поверхностное натяжение индивидуальных углеводородов на границе с водой в зависимости от температуры и давления. На рис. IV. 47

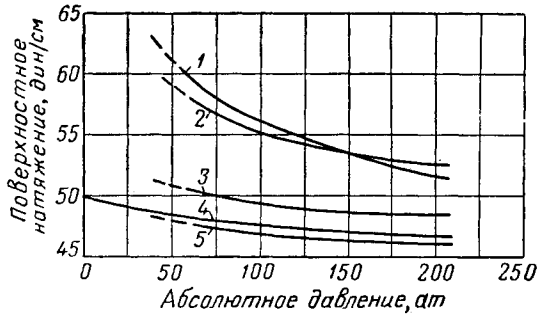


Рис. IV. 47. Поверхностное натяжение воды на границе с индивидуальными углеводородами при 49° С [IV. 37].

1 — пропан; *2* — *н*-бутан; *3* — *н*-пентан; *4* — *н*-гексан; *5* — *н*-октан.

представлены результаты их опытов, проведенных при температуре 48,8° С. Увеличение давления приводит к уменьшению поверхностного натяжения. Хокотт [IV. 42] исследовал поверхностное натяжение между водой и различными нефтями, насыщенными природным газом (рис. IV. 48). Возрастание поверхностного натяжения с ростом давления в этом случае объясняется увеличением концентрации растворенного газа, т. е. добавлением в систему углеводородов низкого молекулярного веса. После того как давление достигнет давления насыщения, при дальнейшем увеличении уменьшится поверхностное натяжение.

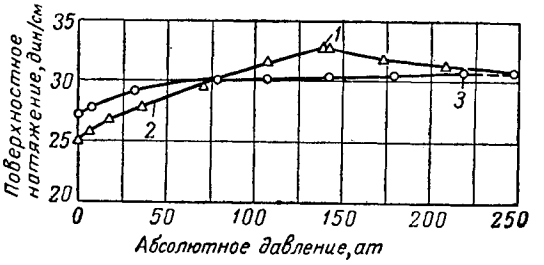


Рис. IV. 48. Поверхностное натяжение воды на границе с нефтями, насыщенными природным газом [IV. 42].

1 — давление насыщения; *2* — нефть Коирое при 77° С; *3* — нефть Анахуак при 81° С.

§ 4. ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА

Законы термодинамики широко применяют при определении свойств углеводородов. Например, влияние давления на энтальпию газа может быть рассчитано по данным *pVT*. Скрытая теплота парообразования может быть определена по наклону кривой упругости пара. Наиболее важными являются следующие свойства: удельная теплота газов и жидкостей, теплота парообразования, влияние давления на энтальпию сжимаемых компонентов. С помощью диаграмм энтальпия — энтропия для природных газов можно определять изменение температуры при расширении газов или обратимую работу при их сжатии.

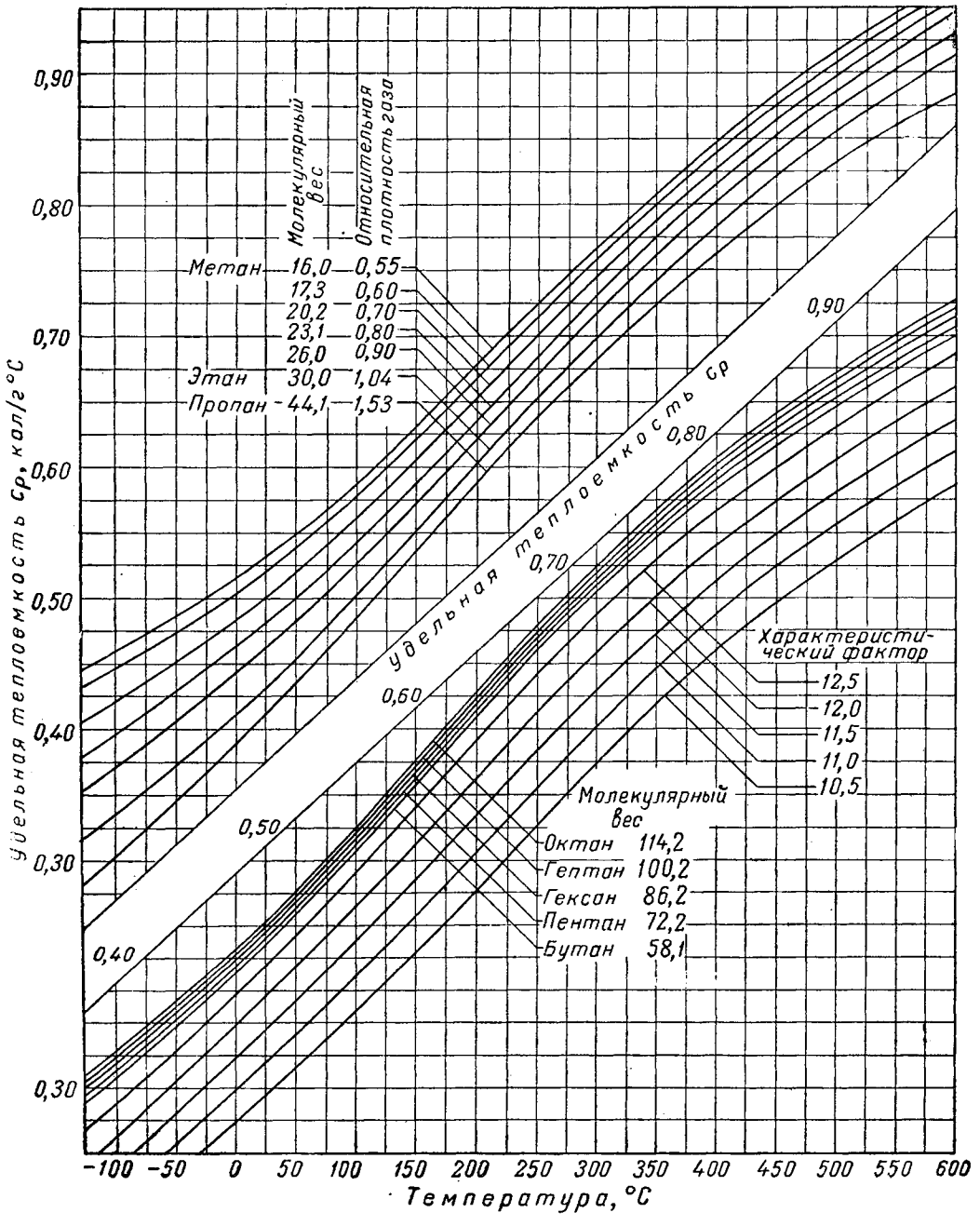


Рис. IV. 49. Удельная теплоемкость углеводородных газов при атмосферном давлении [IV. 16].

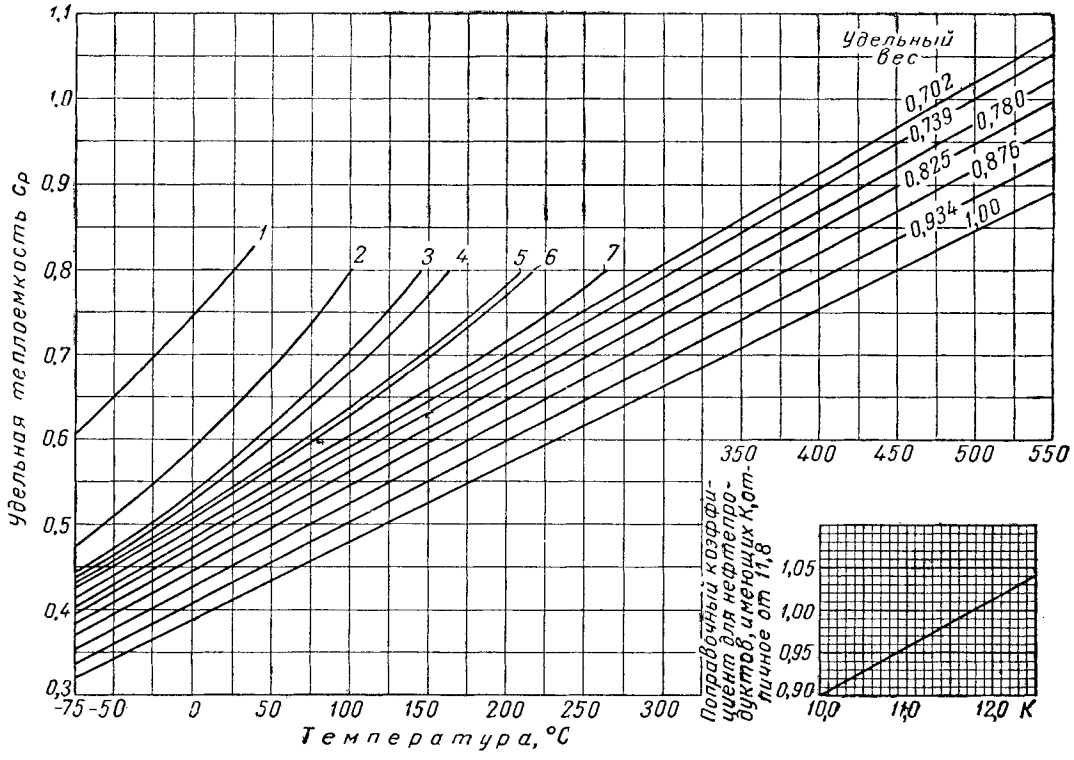


Рис. IV. 50. Удельные теплоемкости углеводородных жидкостей [III. 25].
1 — этан; *2* — пропан; *3* — изобутан; *4* — *н*-бутан; *5* — изопентан; *6* — *н*-пентан; *7* — *н*-гексан.

1. ТЕПЛОЕМКОСТЬ

Свойство вещества, которое позволяет судить о количестве тепла, требующегося для повышения или понижения его температуры, называется его энтальпией-I. Для однофазного состояния вещества изменение энтальпии в зависимости от изменения температуры T и давления p определяется уравнением

$$I_2 - I_1 = \int_1^2 c_p dT + \int_1^2 \left(\frac{\partial I}{\partial p}\right)_T dp. \qquad \text{(IV. 28}$$

Влияние на энтальпию только температуры выражается удельной теплоемкостью при постоянном давлении c_p:

$$c_p = \left(\frac{\partial I}{\partial T}\right)_p. \qquad \text{(IV. 29)}$$

Влияние только давления выражается уравнением

$$\left(\frac{\partial H}{\partial p}\right)_T = V - T\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_p, \qquad \text{(IV. 30)}$$

где V — объем.

Для идеальных газов $\left(\frac{dH}{dp}\right)_T = 0$. Для реальных газов изменение энтальпии при изменении давления выражается через коэффициент сжимаемости z:

$$\left(\frac{\partial H}{\partial p}\right)_T = \frac{-RT^2}{p}\left(\frac{\partial z}{\partial T}\right)_p. \qquad \text{(IV. 31)}$$

Удельные теплоемкости газов и жидкостей определяются экспериментально калориметрическим методом, как правило, при атмосферном давлении. Удельные теплоемкости газов и жидкостей, состоящих из несложных молекул, могут быть определены по спектроскопическим данным.

Удельная теплоемкость для природных газов при атмосферном давлении зависит от температуры и от удельного или молекулярного веса газа. На рис. IV. 49 и IV. 50 приведены удельные теплоемкости газов и жидкостей по данным исследований Брауна и Холкомба (Brown and Holçomb) [III. 25, IV. 14, IV. 16]. Удельный вес природного газа используется для определения течения линий удельной теплоемкости паров. При определении удельной теплоемкости паров высококипящих жидкостей требуется знать только характеристический фактор углеводородов [I. 8]. Удельная теплоемкость жидких углеводородов может быть определена по диаграмме, приведенной на рис. IV. 50, для чего необходимо знать его наименование или удельный вес.

2. ВЛИЯНИЕ ДАВЛЕНИЯ НА ЭНТАЛЬПИЮ И УДЕЛЬНУЮ ТЕПЛОЕМКОСТЬ

Влияние давления на энтальпию можно найти из закона соответственных состояний. Так как влияние давления определяется при постоянной температуре, то для этой цели удобно пользоваться выражением $\mu\frac{-\Delta I}{T}$. На рис. IV. 51 по данным Брауна [IV. 16] дается зависимость величины $\frac{-\Delta I}{T}$ от приведенного давления при различных температурах. Эта диаграмма, применимая для природных газов, построена на основании коэффи-

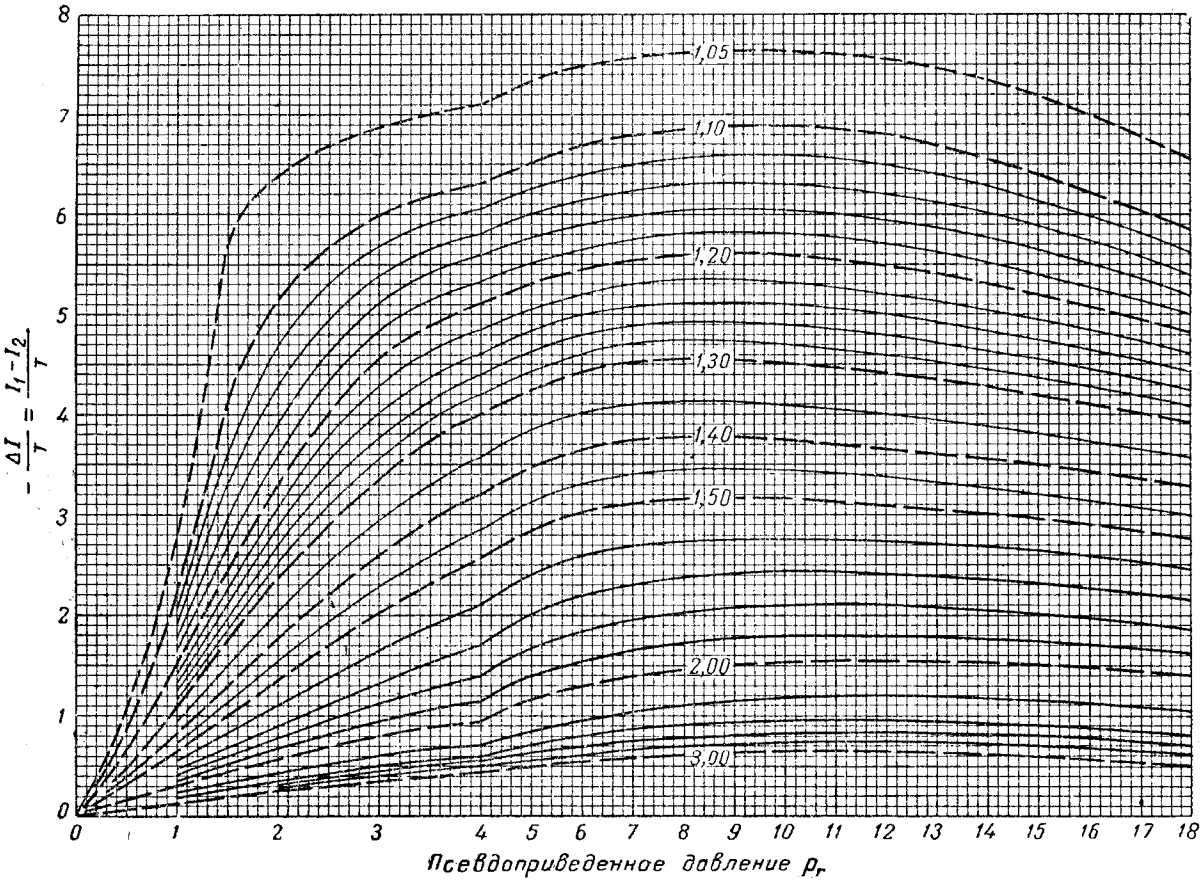


Рис. IV. 51. Влияние давления на энтальпию природных газов [IV. 16].

циентов сжимаемости, взятых из диаграммы рис. IV. 16. Если $\left(\frac{\partial z}{\partial T}\right)_p$ положительно (что бывает при значении приведенного давления от 8 до 10 *ат* или при абсолютных давлениях до 350 *ат*), то энтальпия газа уменьшается при сжатии газа и, наоборот, увеличивается при его расширении. Следовательно, положительные значения величины $\frac{\Delta I}{T}$ являются энтальпией, поглощаемой при расширении газа, так как $\Delta I = I_2 - I_1$.

Для смесей газов при переходе к приведенным условиям пользуются псевдокритическими давлениями и температурами. Если $\frac{\partial z}{\partial T}$ отрицательно для газов при высоких давлениях (рис. IV. 16), то при расширении газа температура увеличивается.

Эдмистер (Edmister) [IV. 29] определяет влияние давления, используя несколько отличное выражение $\frac{\Delta I}{T_c}$, в котором вместо действительной температуры берется псевдокритическая (см. диаграмму на рис. IV. 52).

Коэффициент Джоуля—Томсона μ [IV. 91] выражается в виде

$$\mu = \left(\frac{\partial T}{\partial p}\right)_I.$$

Изменение температуры при расширении газа, происходящее при отсутствии передачи тепла или работы, учитывает влияние давления на энтальпию и удельную теплоемкость:

$$\mu = \frac{T\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_p - V}{c_p}. \qquad \text{(IV. 32)}$$

Для определения коэффициента Джоуля — Томсона Эдмистером была предложена обобщенная диаграмма [IV. 29]. Седж и Леси определили значение этого коэффициента для некоторых углеводородов. Для метан-пропановых смесей этот коэффициент был определен Баденхольцером, Боткином, Седжем, Леси (Badenholzer, Botkin, Sage and Lacey) [IV. 17]. На рис. IV. 53 представлены данные этих авторов для смеси, содержащей 75,52% вес. метана.

Удельная теплоемкость при постоянном давлении для реальных газов зависит от давления [1]. На рис. IV. 54 приведены кривые зависимости теплоемкости c_p от температуры при различных значениях давления для смеси, состоящей из 85,4% мол. метана и 14,6% мол. пропана [IV. 17].

[1] Это обстоятельство необходимо учитывать при расчетах теплопередачи и дебитов. — *Прим. вед. ред.*

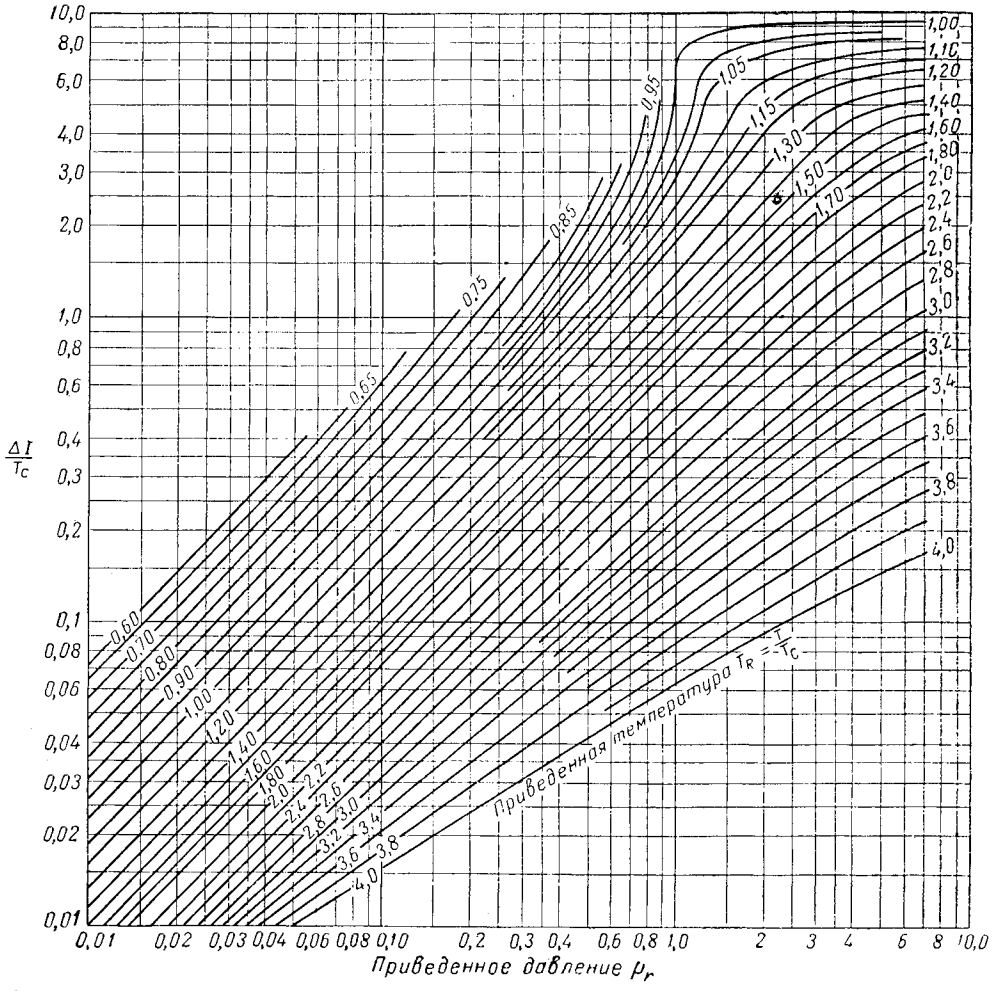


Рис. IV. 52. Влияние давления и температуры на энтальпию природных газов [IV. 29].

Чтобы не составлять многих графиков, подобных этому, отличающихся от газов различной плотности, Эдмистер [IV. 29] представил графики в несколько ином виде, а именно в виде зависимости Δc_p от приведенных давления и температуры (рис. IV. 55). Этот график позволяет определять c_p при данных давлении и температуре для газов различного удельного веса.

Удельная теплоемкость при постоянном объеме c_V связывается с удельной теплоемкостью при постоянном давлении для идеальных газов следующим выражением:

$$c_p = c_V + R = c_V + 1{,}99 \; [кал/моль \cdot °C].$$

Отношение удельных теплоемкостей $K = \frac{c_p}{c_V}$ используется при расчетах адиабатического сжатия газов. Для идеальных газов адиабатический процесс записывается в виде

$$pV^K = \text{const}.$$

Значения отношения теплоемкостей K для паров углеводородов приведены на рис. IV. 56, а для индивидуальных углеводородов при атмосферном давлении в табл. II. 1.

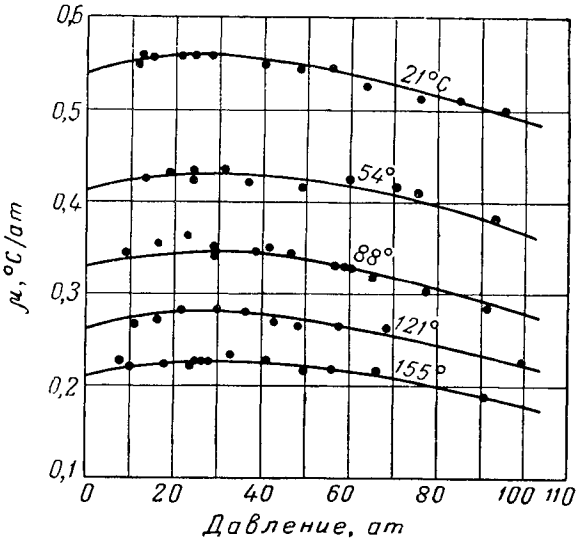


Рис. IV. 53. Значения коэффициентов Джоуля—Томсона для метан-пропановой смеси, содержащей 0,7552 долей по весу (85,4% мол.) метана [IV. 17].

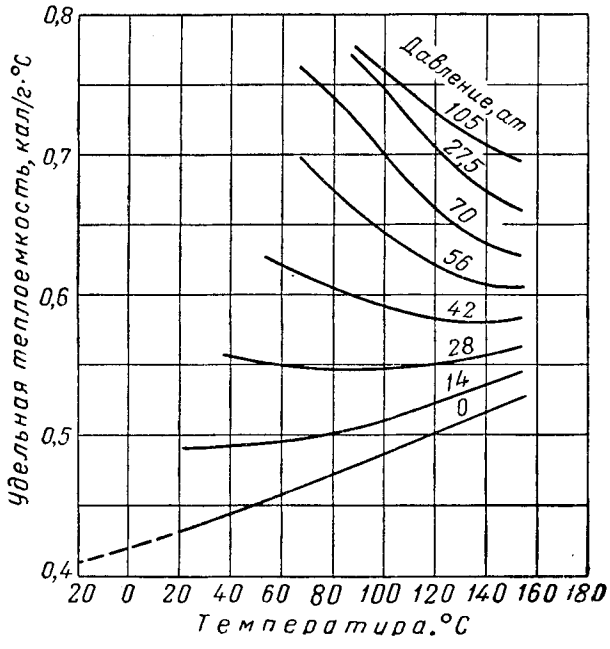


Рис. IV. 54. Теплоемкость при постоянном давлении для смеси, содержащей 85,4% мол. метана и 14,6% мол. пропана [IV. 17].

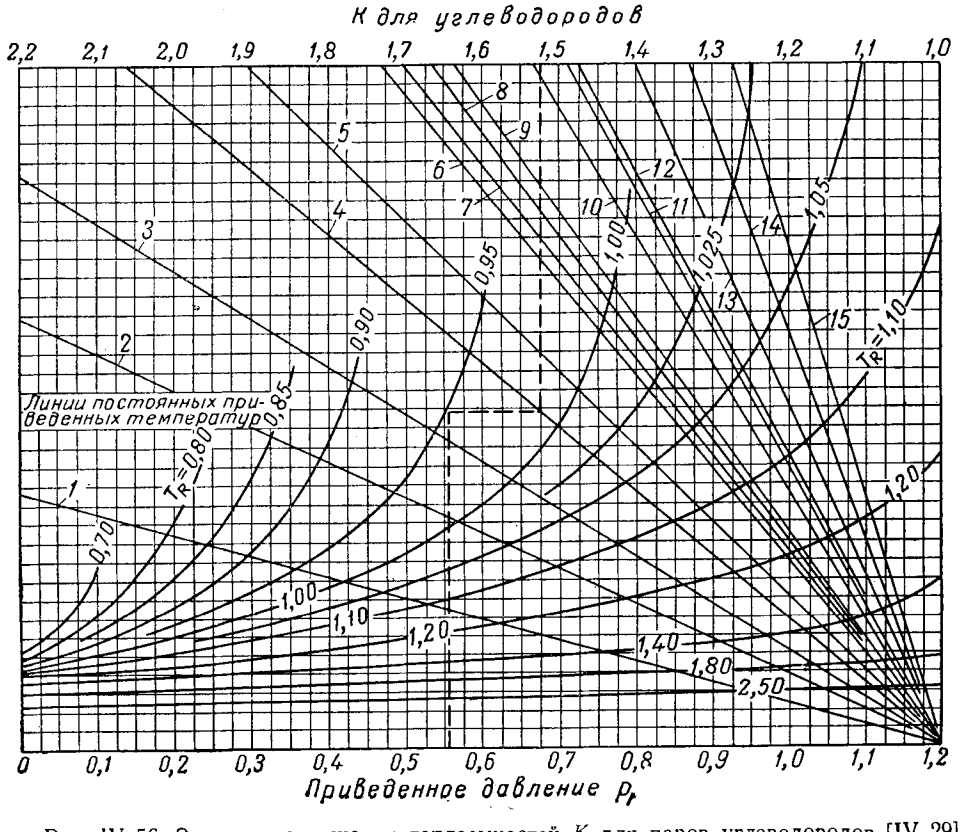


Рис. IV. 56. Значения отношения теплоемкостей K для паров углеводородов [IV. 29] (путь определения K показан на диаграмме стрелкой).

1 — метан; *2* — этилен; *3* — этан; *4* — пропилен; *5* — пропан; *6* — изобутилен; *7* — изобутан; *8* — 2-бутен; *9* — *н*-бутан; *10* — изопентан; *11* — *н*-пентан; *12* — бензол; *13* — диизопропил; *14* — *н*-гексан; *15* — н-гептан; *16* — диизобутил и *н*-октан.

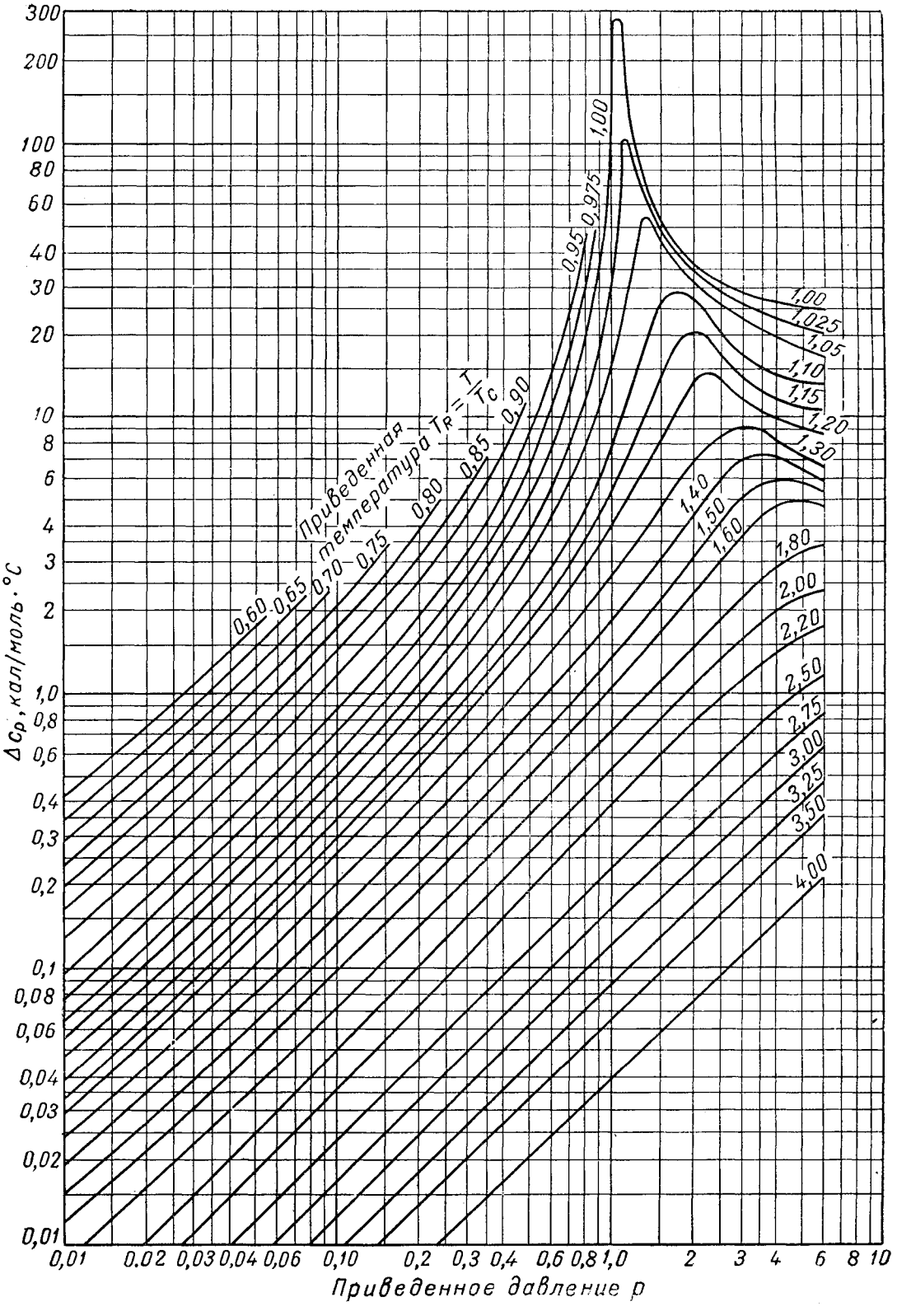


Рис. IV. 55. Изотермы зависимости Δc_p для паров от приведенного давления ($\Delta c_p = c_p$ при данном давлении минус c_p при атмосферном давлении) [IV. 29].

3. СКРЫТАЯ ТЕПЛОТА ПАРООБРАЗОВАНИЯ

Скрытая теплота или энтальпия парообразования для чистых веществ — это энергия, необходимая для испарения единицы вещества при постоянных давлении и температуре. Она связана с кривой упругости пара уравнением Клаузиуса — Клапейрона

$$\frac{dp}{dT} = \frac{\Delta I}{T\Delta V} = \frac{\Delta S}{\Delta V}, \qquad \text{(IV. 33)}$$

где $\frac{dp}{dT}$ — наклон кривой упругости пара; ΔI — скрытая теплота парообразования, приращение энтальпии при изменении фазового состояния; T — абсолютная температура; ΔV — приращение объема при парообразовании; ΔS — приращение энтропии при парообразовании.

Юнг (Young) [IV. 97] вычислил значения скрытой теплоты парообразования для тридцати чистых веществ, для которых им были получены значения упругости пара и плотности фаз.

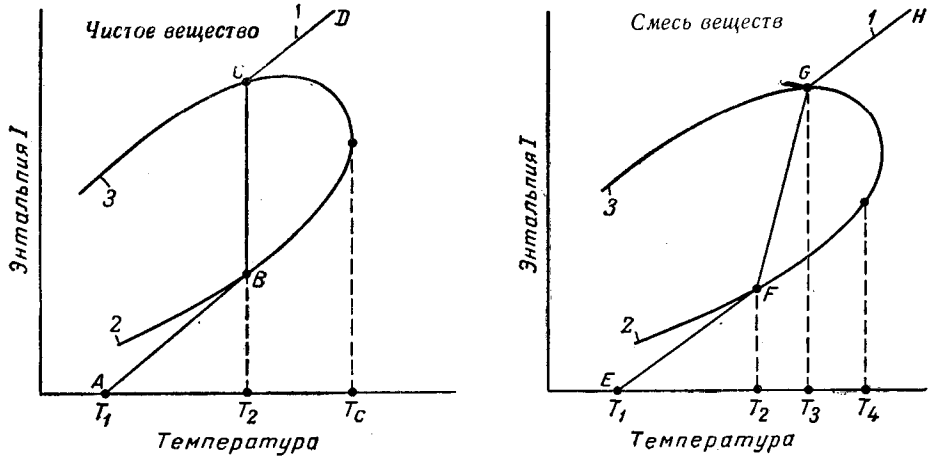


Рис. IV. 57. Увеличение энтальпии в процессе парообразования.

1 — постоянное давление; *2* — насыщенная жидкость; *3* — насыщенный пар.

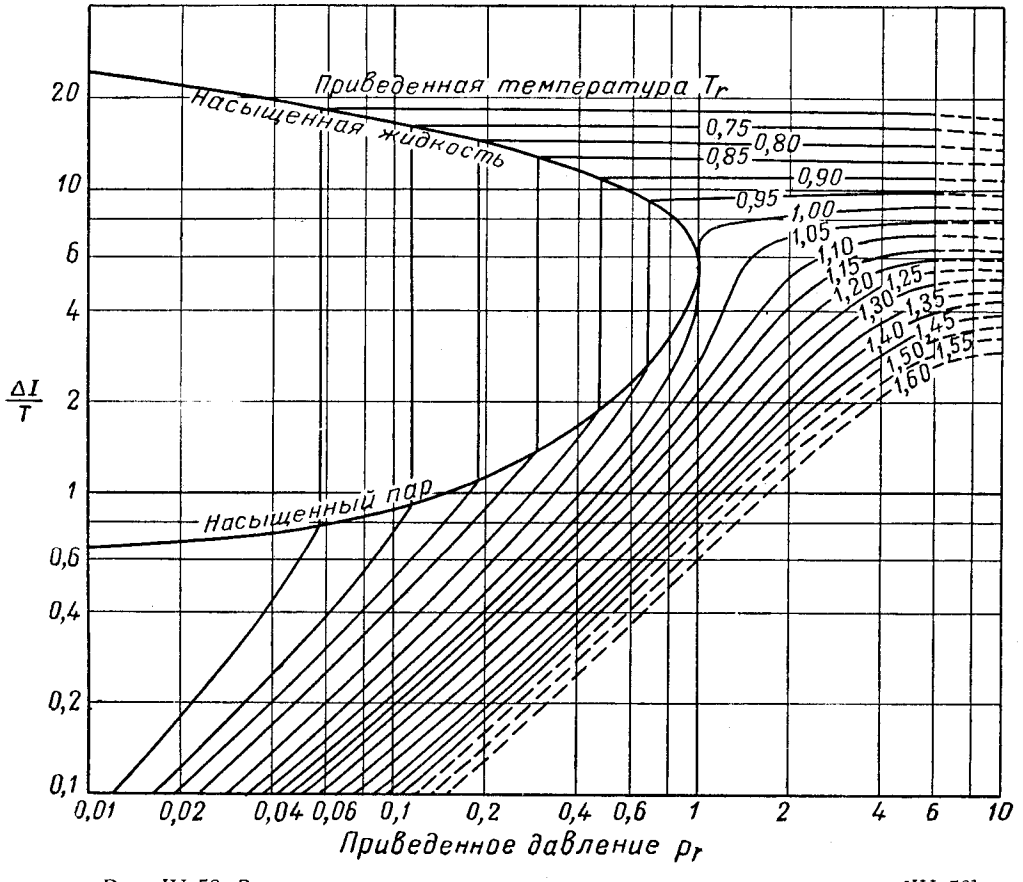


Рис. IV. 58. Зависимость энтальпии пентана от температуры и давления [IV. 56].

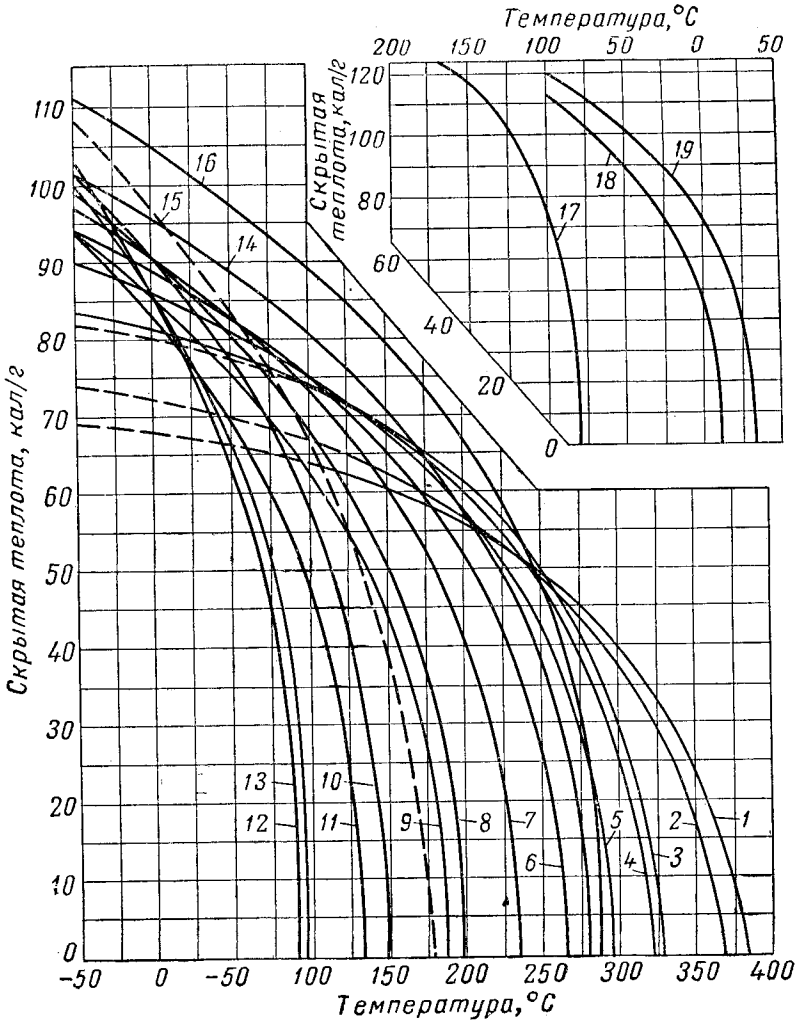


Рис. IV. 59. Скрытая теплота испарения индивидуальных веществ [III. 25].

1 — *н*-додекан; *2* — *н*-ундекан; *3* — *н*-декан; *4* — *н*-нонан; *5* — *н*-октан; *6* — *н*-гептан; *7* — *н*-гексан; *8* — *н*-пентан; *9* — изопентан; *10* — *н*-бутан; *11* — изобутан; *12* — пропан; *13* — пропилен; *14* — циклогексан; *15* — 1,3-бутадиен; *16* — бензол; *17* — метан; *18* — этилен; *19* — этан.

Графики на рис. IV. 57 иллюстрируют увеличение энтальпии вещества при его нагревании. Для чистого вещества это увеличение энтальпии происходит по линии *ABCD*. Отрезок *AB* соответствует затратам тепла на нагревание жидкости, отрезок *BC* — затратам подводимого тепла на перевод жидкости в пар (скрытая теплота) и отрезок *CD* — на нагревание пара. Количество тепла, необходимое для нагревания жидкости или газа, определяется по отдельным теплоемкостям соответствующих фаз. Скрытая теплота относится к той температуре T_2, при которой рассматриваемое давление равно давлению насыщенного пара.

В критической точке скрытая теплота обращается в нуль, так как при более высоких температурах уже не происходит изменения фазового состояния вещества. На рис. IV. 58 приведены данные Конца и Брауна [IV. 56], показывающие зависимость величины $\frac{\Delta I}{T}$ от давления и температуры для пентана. Из этого графика видно, что уменьшение скрытой теплоты парообразования и обращение ее в нуль сопровождаются резким изменением величины $\frac{\Delta I}{T}$ для вещества, находящегося в однофазном состоянии, что по существу возмещает отсутствие скрытой теплоты. Величина $\frac{\Delta I}{T}$ для скрытой теплоты эквивалентна приращению энтропии при парообразовании ΔS.

Для смесей процесс парообразования не происходит при постоянных температуре и давлении (рис. IV. 57). Интервал температур от T_2 до T_3 соответствует пределам температуры кипения смеси. При переходе из точки F в точку G тепло затрачивается не только на парообразование, но также и на повышение температуры смеси. В этих условиях очень трудно определить точное значение скрытой теплоты парообразования. Необходимо также указать, что в этом случае возможно существование жидкой фазы и при температуре, превышающей критическую температуру T_4.

На рис. IV. 59 представлены кривые зависимости скрытой теплоты парообразования от температуры для индивидуальных углеводородов [III. 25], а на рис. IV. 60 дана зависимость молярной энтропии парообразования индивидуальных углеводородов от приведенной температуры [IV. 29].

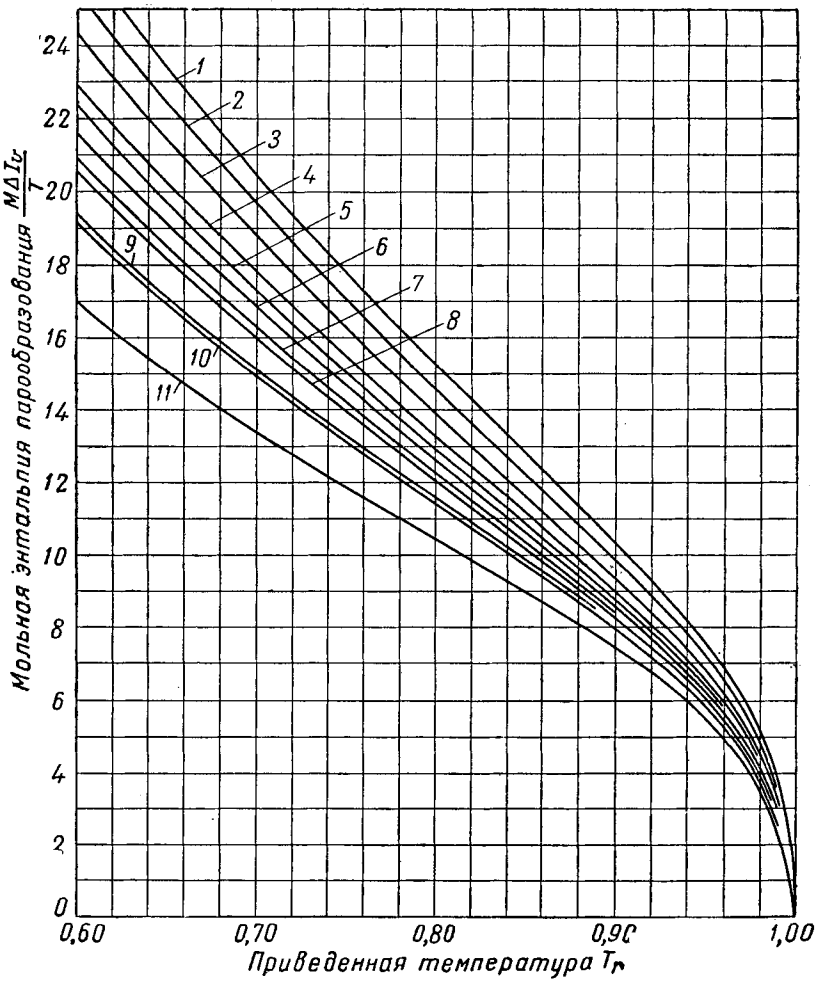


Рис. IV. 60. Мольная энтропия парообразования углеводородов [III. 29].

1 — *н*-октан; *2* — *н*-гептан и диизобутил; *3* — *н*-гексан; *4* — изопентан и *н*-пентан и диизопропил; *5* — бензол. циклогексан и бутены; *6* — изобутан и *н*-бутан; *7* — пропилен; *8* — пропан; *9* — этилен; *10* — этан; *11* — метан.

4. ДИАГРАММЫ ЭНТАЛЬПИИ

Весьма распространенными являются диаграммы, выражающие зависимость энтальпии от энтропии, давления или температуры. Большое применение для решения задач течения пара получила диаграмма Молье энтальпия — энтропия. Свободное расширение пара, например, при истечении через дроссель происходит при постоянной энтальпии, $\Delta I = 0$. Адиабатическое обратимое расширение и сжатие происходят при постоянной энтропии $\Delta S = 0$.

Браун (Brown) [IV. 16] построил диаграммы энтальпия — энтропия природных газов, используя значения удельных теплоемкостей (по графику рис. IV. 49), значения отношения $\frac{\Delta I}{T}$ (из рис. IV. 51) и значения отношения f/p (из рис. VIII. 29). pVT — соотношения были взяты из диаграммы рис. IV. 16.

На рис. IV. 61 даны изотермы приращения энтропии природных газов. Диаграммы энтальпия — энтропия для природных газов удельного веса 0,6, 0,7 и 0,8 (по воздуху) приведены соответственно на рис. IV. 62, IV. 63 и IV. 64. Значения псевдокритической температуры и давления, приведенные на этих диаграммах, соответствуют в основном углеводородным газам. Удельные веса газов приняты при 0° С и атмосферном давлении. На рис. IV. 65 приведена диаграмма для газов удельного веса 0,7 содержащего 10% мол. азота. Псевдокритические условия взяты для указанной смеси, но для $\frac{\Delta I}{T}$ и ΔS были использованы диаграммы для углеводородных газов. Приведенные диаграммы можно использовать для определения изменения температуры газов при их расширении и сжатии, а также для определения обратимой работы расширения или сжатия.

Пример.

Ежесуточно через дроссель происходит истечение 1,026 *млн/м*³ (приведенных к температуре 15,5° С и давлению 1 *атм*) природного газа при температуре 60° С; удельный вес газа 0,6. При этом давление падает с 56 до 28 *ат*.

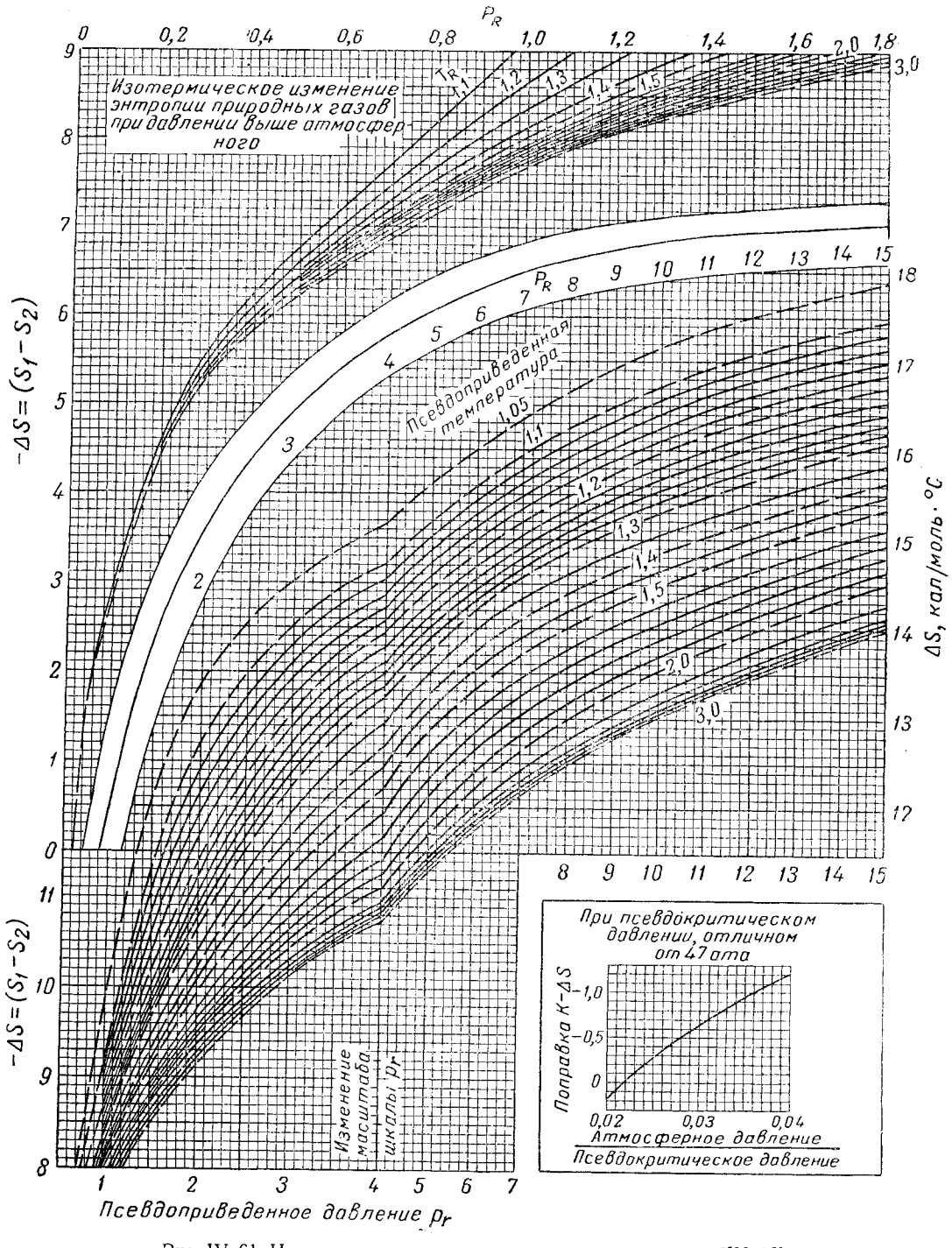


Рис. IV. 61. Изотермы измерения энтропии природных газов [IV. 16].

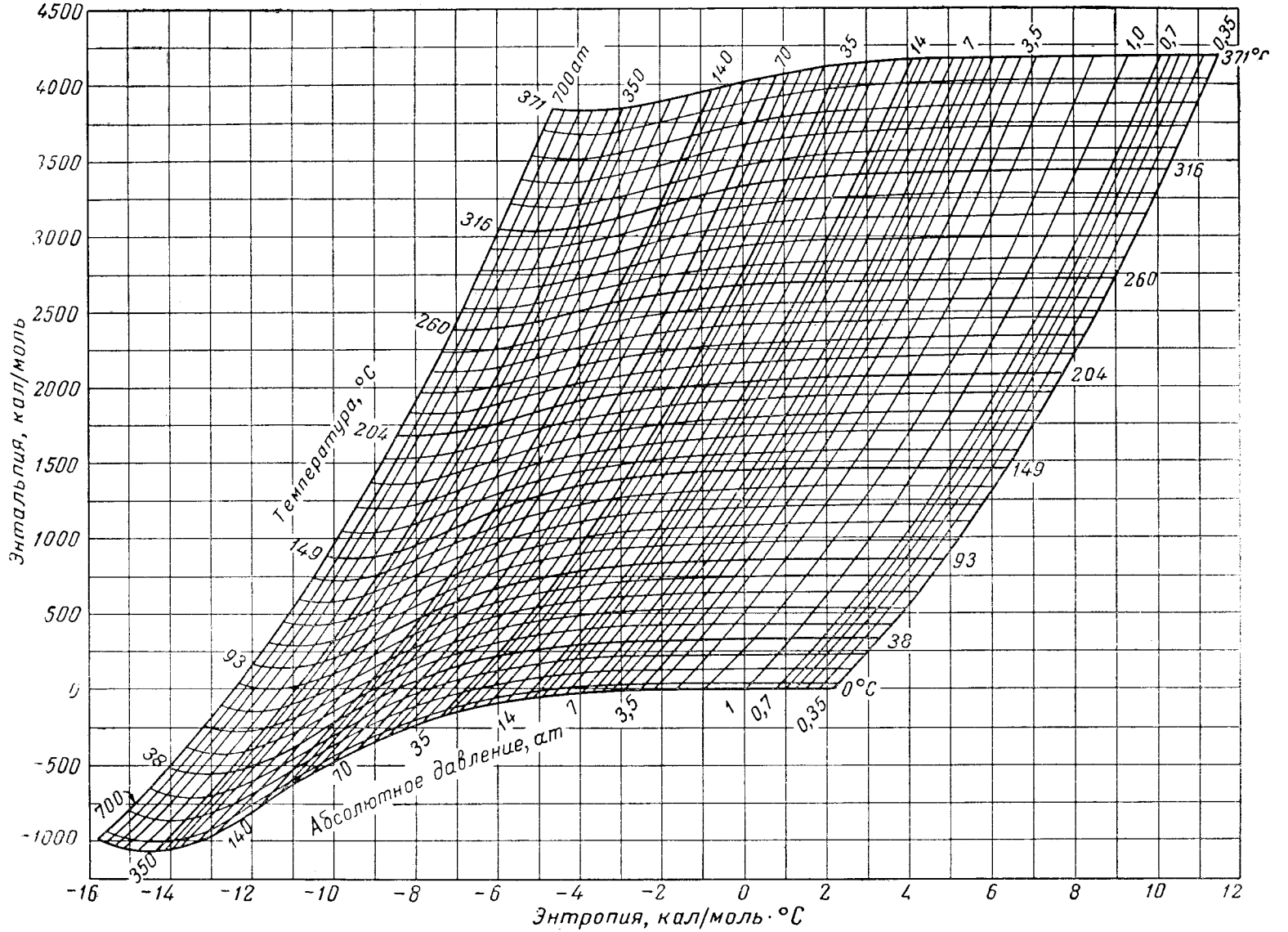


Рис. IV. 62. Диаграмма энтальпия — энтропия для природного газа удельного веса 0,6 [IV. 16]. (Псевдокритическое давление 48 *ат*, псевдокритическая температура 200° К)

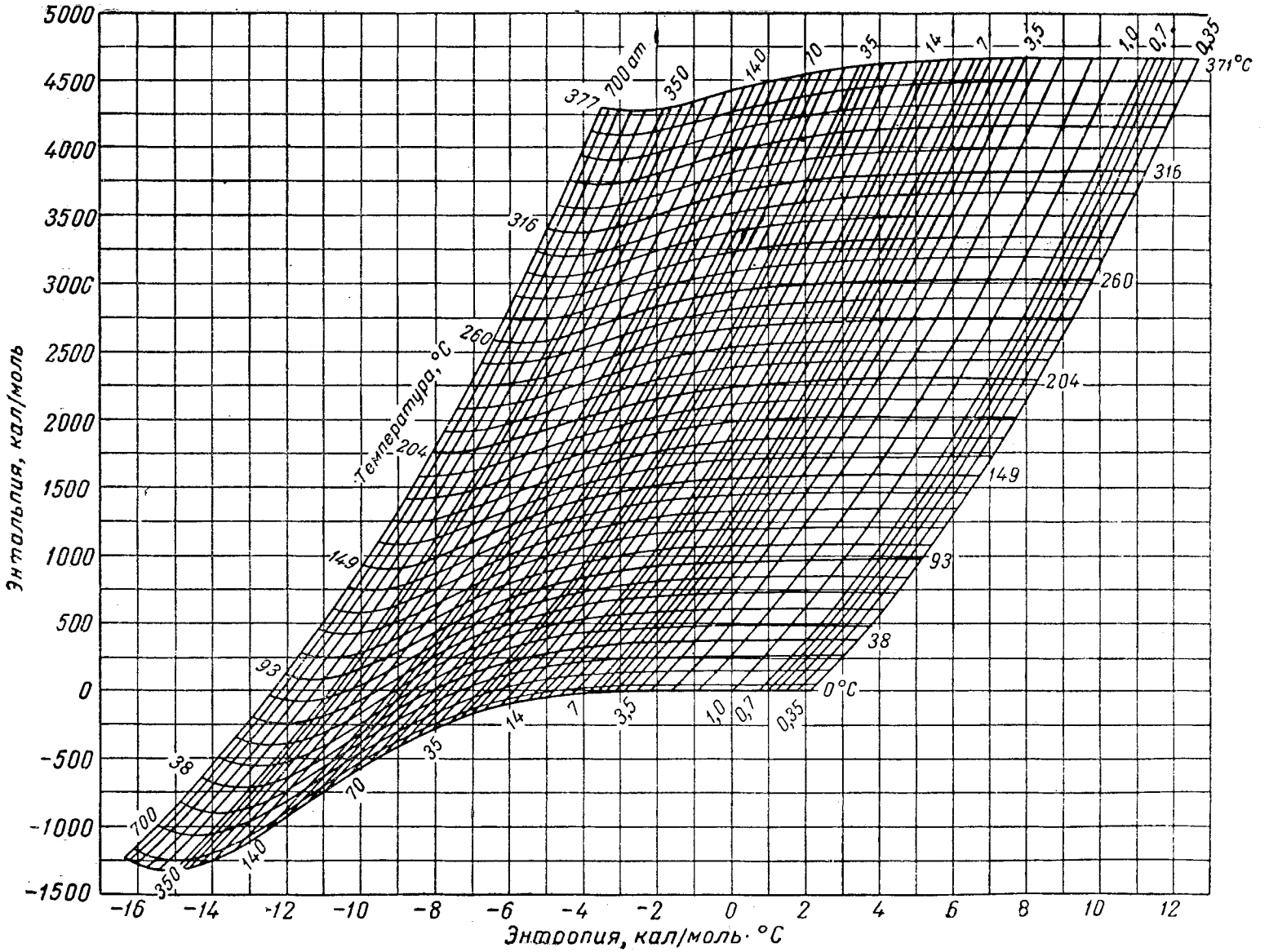


Рис. IV. 63. Диаграмма энтальпия—энтропия для природного газа удельного веса 0,7 [IV. 16]. (Абсолютное псевдокритическое давление 46,7 *ат*, псевдокритическая температура 218° К).

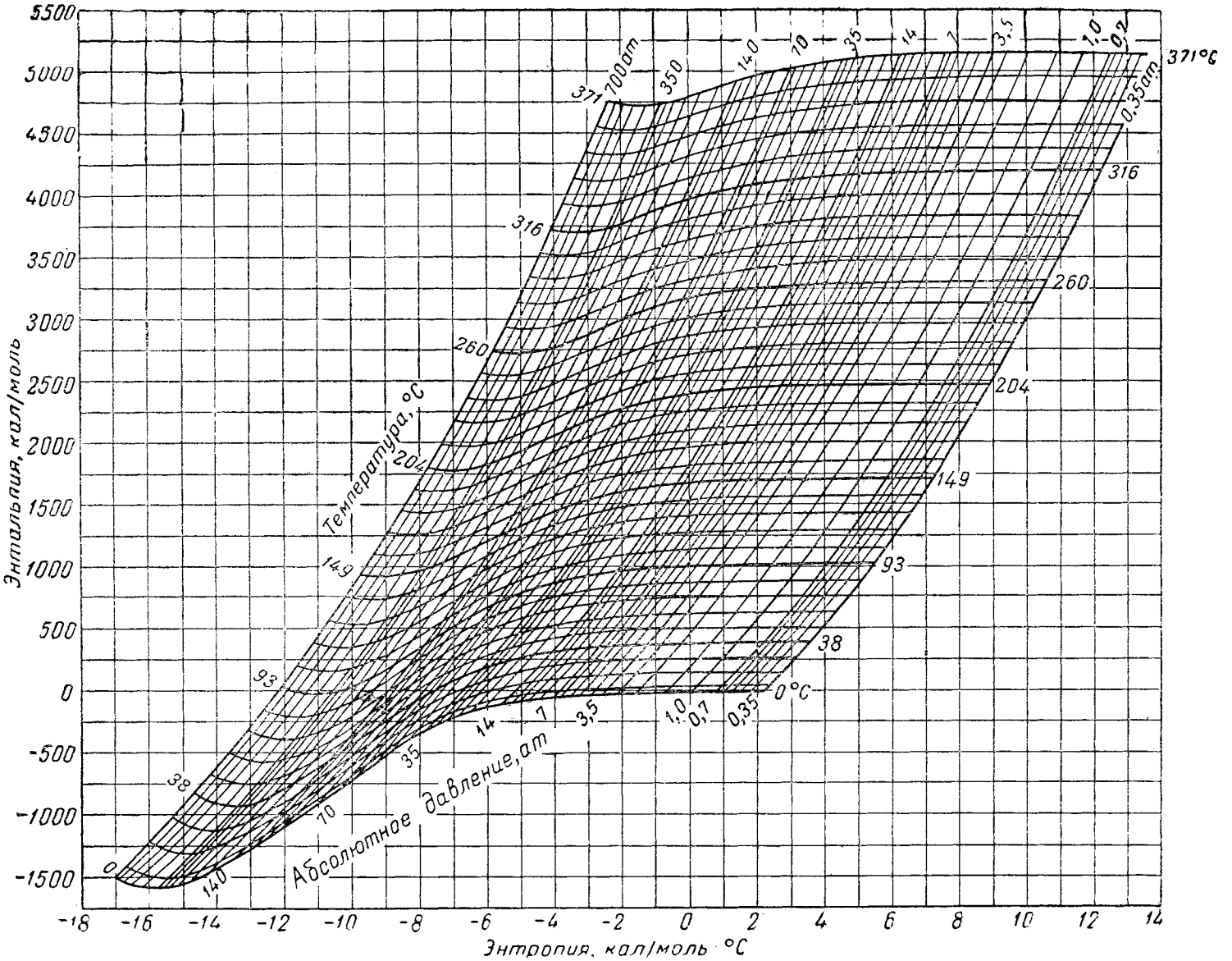
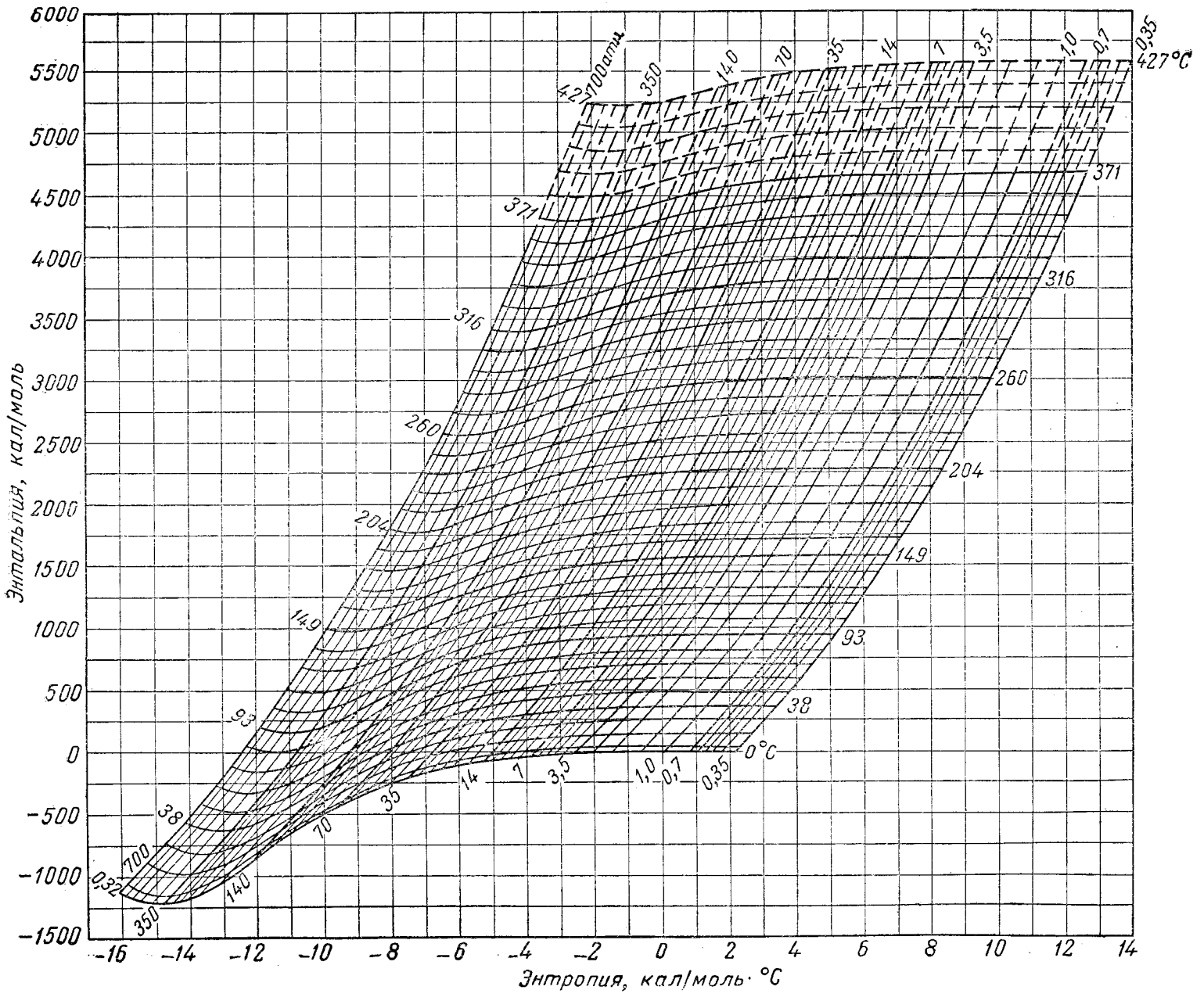


Рис. IV. 64. Диаграмма энтальпия—энтропия для природного газа удельного веса 0,8 [IV, 16]. (Псевдокритическое давление 46,3 *ат*, псевдокритическая температура 236° К).



Рис, IV. 65. Диаграмма энтальпия—энтропия для газа удельного веса 0,7, содержащего 10% азота [IV. 16]. (Псевдокритическое давление 45,9 *ат*, псевдокритическая температура 280° К).

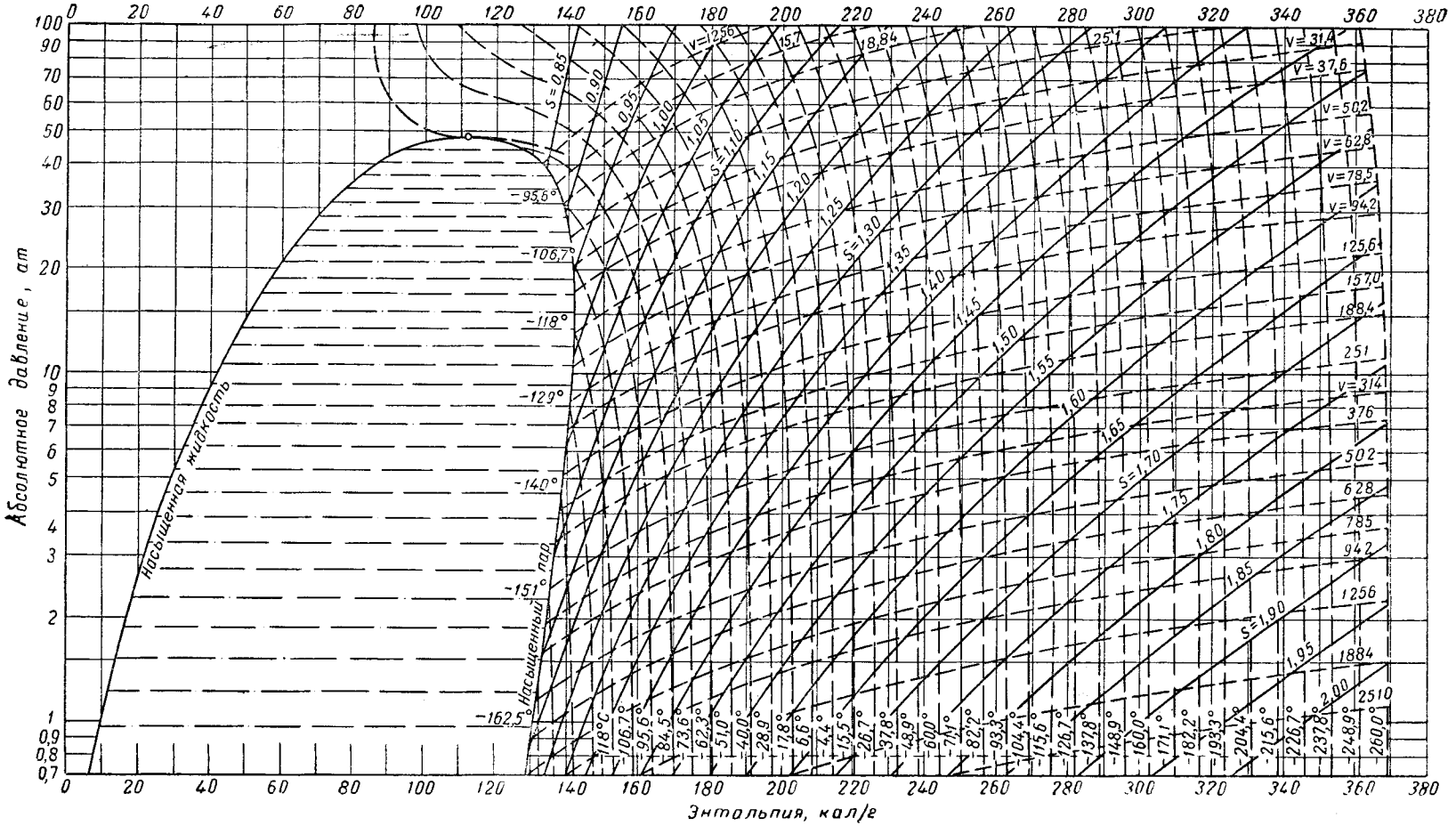


Рис. IV. 66. Диаграмма давление — энтальпия для метана [III. 42]. (Для насыщенной жидкости при —173,5° С энтальпия и энтропия равны нулю).

V — удельный объем в $см^3/г$, S — энтропия в $кал/г \cdot °К$

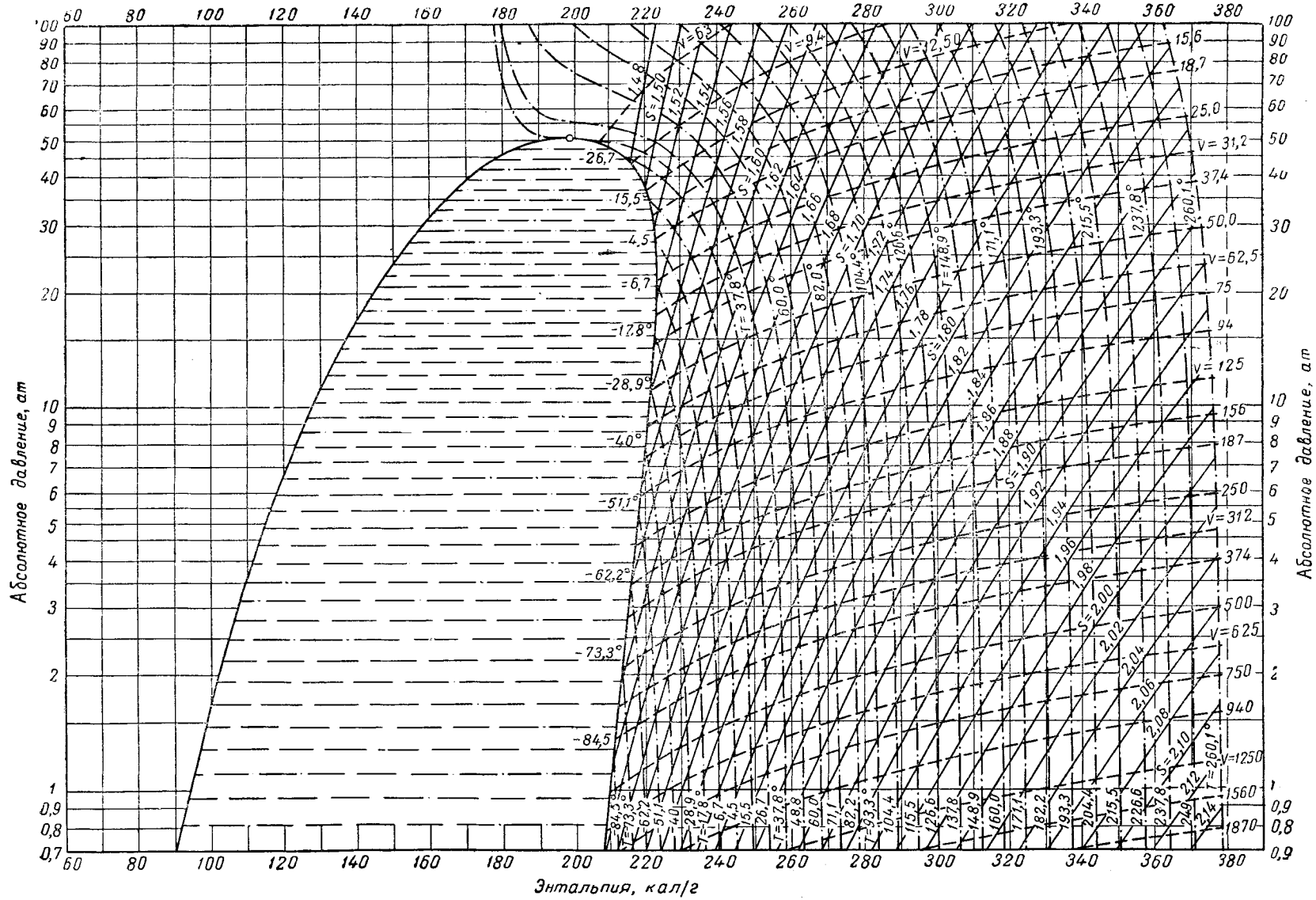


Рис. IV. 67. Диаграмма давление — энтальпия для этана [IV. 6].

V — удельный объем в $см^3/г$; S — энтропия в $кал/г \cdot °K$; T — температура в °С; $I = 0$, $S = 0$ для твердого тела при 0° К.

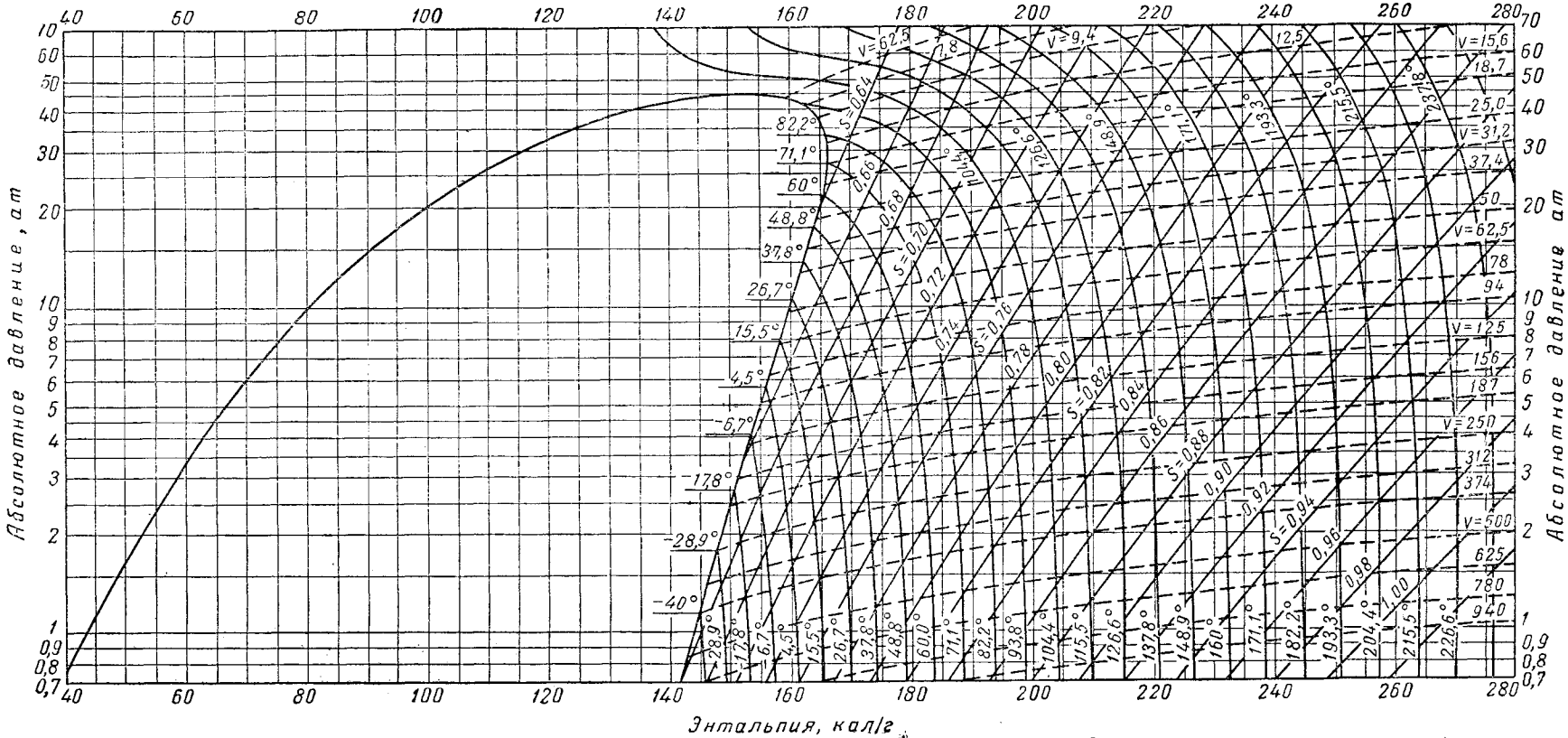


Рис. IV. 68. Диаграмма давление — энтальпия для пропана. (Для насыщенной жидкости при — 129° С энтальпия и энтропия равны нулю).

V — удельный объем в $см^3/г$; S — энтропия в $кал/г \cdot °K$; T — температура в °С.

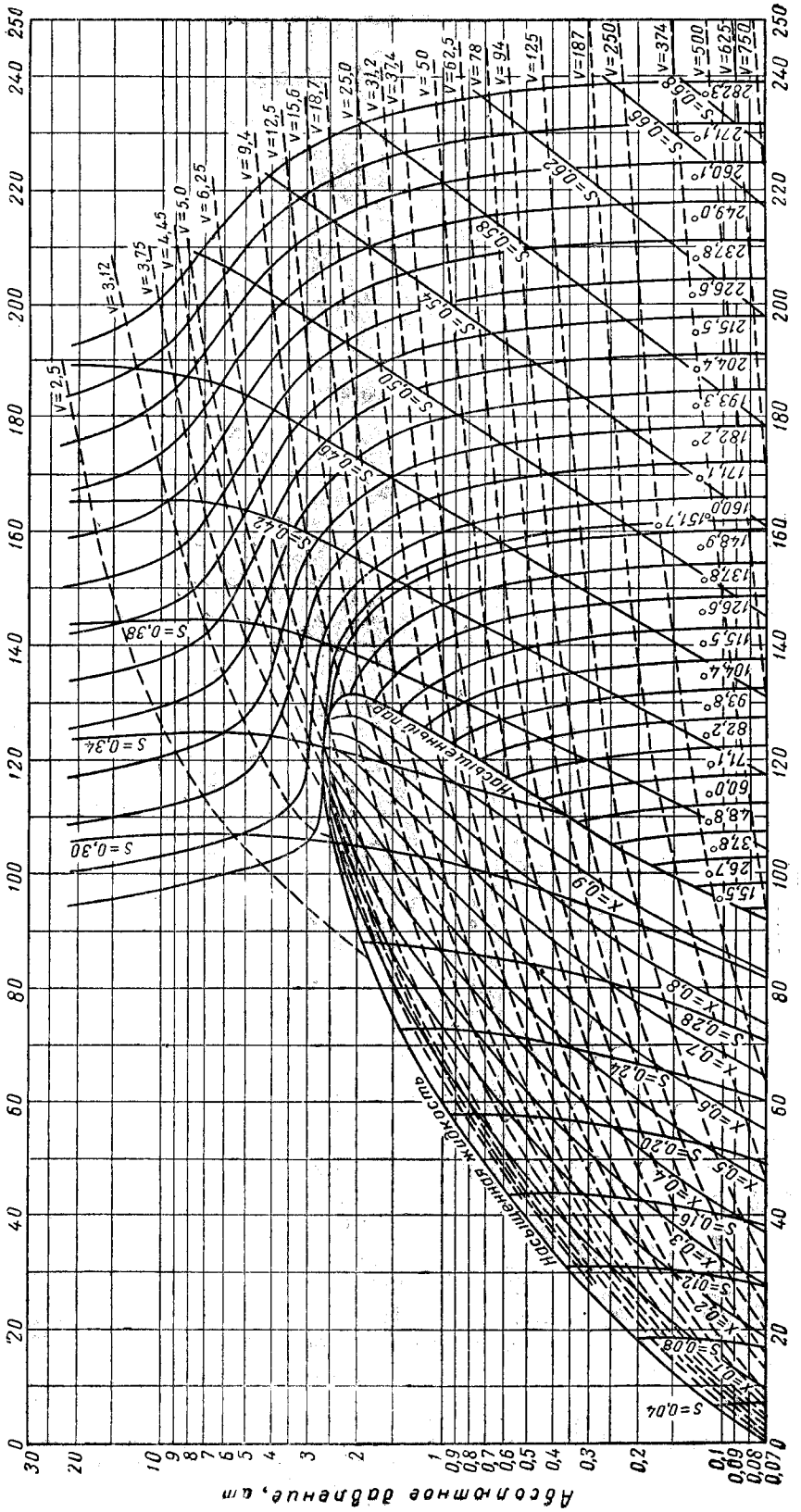


Рис. IV. 69. Диаграмма давление — энтальпия для *н*-бутана [IV. 71].
T — температура в °С; $I_f = 0$ и $S_f = 0$ при атмосферном давлении и сухости 0° С.

Определить.

1. Изменение температуры газа при истечении.

2. Максимальную работу, которая будет получена при расширении газа без использования тепла.

3. Изменение температуры газа при его обратимом адиабатическом расширении.

Решение

Из рис. IV. 62 находим:

1) при давлении 56 *ат* и 60° С $I = 342$ *кал/г · моль*; при давлении 28 *ат* и $I = 342$ температура равна 49° С;

2) при 56 *ат* и 60° С $S = -6{,}55$ *кал/г·°* С, при 28 *аТ* и $S = -6{,}55$ температура 10° С, а $I = -44$ *кал/г ·моль*. Тогда $-\Delta I = I_1 - I_2 = 342 - (-44) = 386$ *кал/моль*.

Таким образом, работа равна $-\Delta I = 386$ *кал/моль*; 1 *л. с.* = 637 *ккал/ч*.

$$\text{Мощность} = \frac{1026000 \times 386}{23{,}75 \times 24 \times 637} = 1089 \text{ л. с.},$$

где 23,75 — объем 1 *моль* газа при атмосферном давлении и 15,5° С (см. табл. IV. 1).

Изменение температуры пара при его расширении, кроме того, представлено диаграммами (рис. V. 48, V. 49 и V. 50) в связи с определением условий гидратообразования.

Диаграмма давление — энтальпия для метана была получена Меттьюзом и Хардом (Matthews and Hurd) [III. 42], для этана — Барклью, Валентином и Хардом (Barkellw, Valentine and Hurd) [IV. 6], для пропана — исследователями компании Шелл дивелопмент и для бутана Принглом, Гринхаузом и Йорком (Prengle, Greenhaus and York) [IV. 71] (рис. IV. 66 —IV. 69). Из этих рисунков видно, что эти диаграммы являются различными для разных газов. На этих диаграммах нанесены линии постоянной энтропии S, объема V и температуры. С помощью этих диаграмм может быть быстро решена задача о течении газа при постоянном значении I или при постоянном значении S.

Диаграммы энтальпия — температура для индивидуальных веществ были получены Эдмистером (Edmister) [IV. 29], Максвеллом (Maxwell) [I. 10] и другими. Эта диаграмма дает соотношение энтальпия — температура — давление для чистых веществ, а также может быть использована для смесей этих веществ.

Пример

Определить, сколько выделится тепла. При переводе 28 500 *нм³/ч* метана при давлении 70 *ат* и температуре 38° С в насыщенную жидкость при давлении 1,75 *ат*.

Решение

Из рис. IV. 66 при 70 *ат* и 38° С $I = 218$ *кал/г*. При давлении 1,75 *ат* температура равна 155° С, а $I = 14$ *кал/г*. Удельный расход тепла равен $-\Delta I = -q = 218 - 14 = 204$ *кал/г*. Отсюда общее количество выделившегося тепла $\frac{28300}{23{,}75} 16 \times 204 = 3{,}9 \times 10^6$ *ккал/ч*, где 16 — молекулярный вес метана.

5. ЭНТАЛЬПИЯ СМЕСЕЙ

Рис. IV. 57 иллюстрирует более сложную задачу определения скрытой теплоты парообразования смеси, так как температура в процессе испарения изменяется. На рис. IV. 70 приведены данные Фикала и Брауна (Fekula and Brown) для смеси лигроина с газолином удельного веса 0,72. Сложность определения теплоты парообразования смеси заключается также и в том, что жидкости часто содержат растворенные газы при температурах выше их критических температур. Энтальпия одного компонента зависит от других компонентов смеси и от его концентрации. Поэтому для оценки энтальпии смеси существуют только приближенные методы [IV. 51].

Парциальная энтальпия вещества I_1 определяется как изменение энтальпии системы при добавлении единицы вещества I:

$$\bar{I}_1 = \frac{\partial I_S}{\partial n_1}, \qquad \text{(VI. 34)}$$

где $\bar{I}_1$ — парциальная энтальпия вещества I в этой системе; n_1 — концентрация вещества $\bar{I}$; I_s — энтальпия системы.

Для иллюстрации зависимости парциальной энтальпии вещества от состава смеси и от его концентрации на рис. IV. 70а приведена парциальная энтальпия метана в трех бинарных смесях по данным Седжа, Олдса и Леси [IV. 79].

Миллер (Miller) измерил теплоту растворения бутана в растворителе при температуре выше и ниже критической температуры бутана (рис. IV. 71). Теплота растворения зависит от концентрации бутана. Кривая зависимости теплоты растворения от температуры, соответствующая постоянной концентрации, представляет собой плавную кривую, проходящую через критическую температуру для бутана.

Пытались рассчитать парциальные энтальпии [IV. 19, IV. 70] легких углеводородов, но законченной системы расчета значений энтальпий не удалось создать. Поэтому данные по соотношению энергий при переходе вещества из одного фазового состояния в другое могут быть очень ценными.

Существуют два метода определения энтальпии смесей. По первому методу (методу Холкомба и Брауна [III. 25] предполагается, что влияние концентрации не учитывается. Второй метод основан на использовании диаграмм Петерса (Peters) [IV. 67] и Максвелла (Maxwell) [I. 10] для энтальпий индивидуальных компонентов, из которых составлена смесь. Энтальпия смеси рассчитывается по энтальпиям составляющих ее компонентов.

Холкомб и Браун за исходную выбрали точку, в которой давление и температура °С равны нулю. Энтальпии жидкостей, находящихся при температуре выше нуля (при давлении, равном нулю). представлены на рис. IV. 72. Диаграмма построена на основании удельных теплот (см. рис. IV. 50) и сопоставления зависимости значений энтальпий от температур кипения при атмосферном давлении [III. 25]. Энтальпия смеси определяется путем суммирования энтальпий компонентов, пропорционально их концентрациям. Поправка энтальпии на давление определяется по диаграмме рис. IV. 73 на основании данных удельного веса жидкости, температуры и давления.

Для газов основным соотношением является превышение энтальпии его при 0° С и атмосферном давлении над энтальпией жидкости при температуре (°С) и давлении, равных нулю (рис. IV. 74). Эта диаграмма построена с учетом величины ΔI, затрачиваемой на испарение, рассчитываемой по константам равновесия с помощью уравнения Ван-Гоффа

$$\frac{d(\ln K)}{dT} = \frac{\Delta I}{RT^2}. \qquad \text{(IV. 35)}$$

Влияние температуры определяется по удельной теплоемкости пара (рис. IV. 49), а влияние давления определяется по значениям $-\frac{\Delta I}{T}$ (рис. IV. 51).

Пример

100 моль смеси, состоящей из 63,7% мол. метана и 36,3% мол. *н*-бутана, находятся в однофазном состоянии при температуре 121° С и давлении 141 *ат*. Смесь пропускается через теплообменник и попадает в сепаратор с температурой 21° С и давлением 28 *ат*, где из нее отбирается 67 мол. пара (88,3% мол. метана) и 33 *моль* жидкости (13,8% мол. метана).

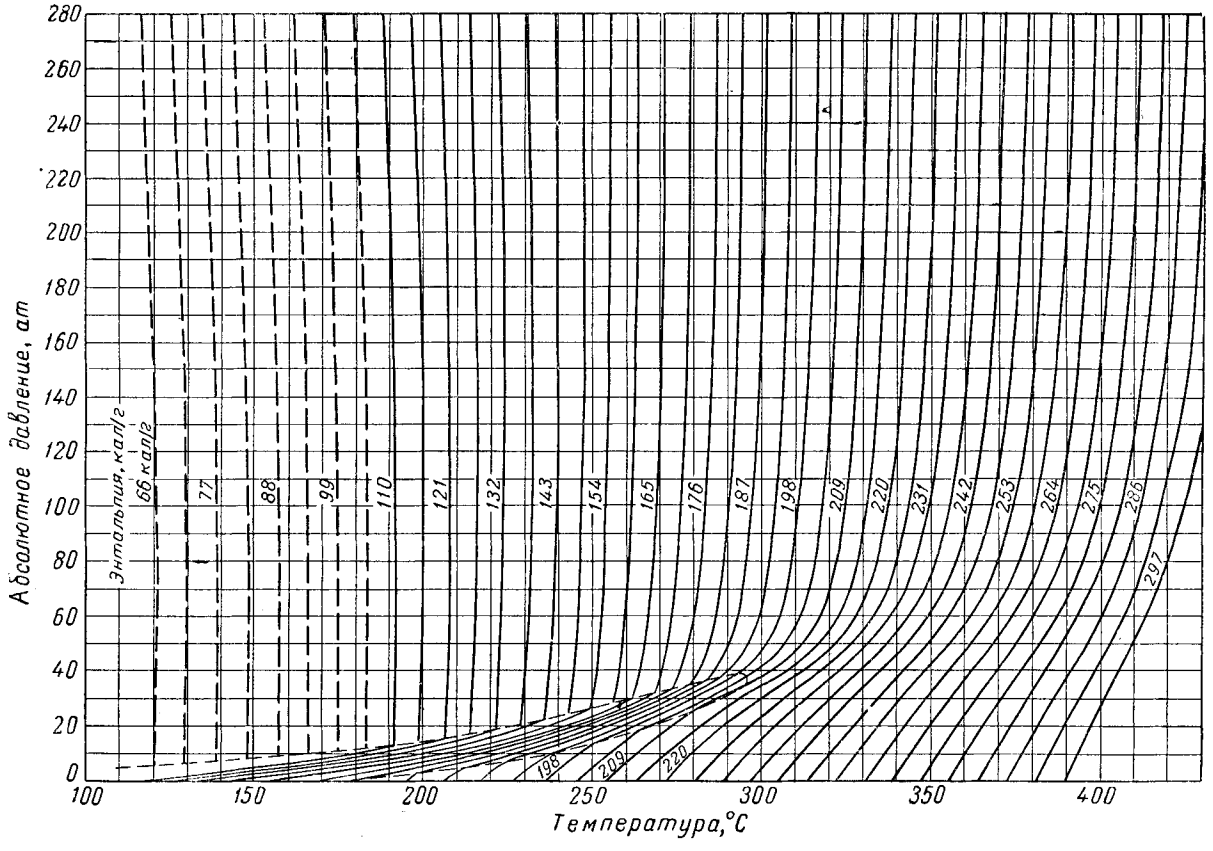


Рис. IV. 70. Энтальпия смеси газолина и керосина удельного веса 0,72, отнесенная к 0° С и атмосферному давлению.

Вычислить теплоту, выделяемую в теплообменнике.

Решение

Пользуясь диаграммой Холкомба и Брауна, находим энтальпию системы при 121° С и 141 *ат*, а также энтальпию паровой и жидкой фаз в сепараторе при температуре 21° С и абсолютном давлении 28 *ат*. Разность этих величин дает тепло, выделяющееся в теплообменнике.

Расчет псевдокритических свойств для системы до теплообменника и для паровой фазы в сепараторе, а также плотности углеводородной жидкости в сепараторе следующий.

Углеводороды	Критическая температура T_c, °К	Критическое абсолютное давление P_c, *ат*	Система до теплообменника			Пар в сепараторе		
			молярная доля p	псевдокритическая температура pT_c	псевдокритическое давление pP_c	молярная доля y	псевдокритическая температура pT_c	псевдокритическое давление pP_c
Метан	190	47,3	0,637	121	30,2	0,883	168	41,7
н-Бутан	425	38,7	0,363	154	14,0	0,117	49,7	4,5
				275	44,2		217,7	46,2

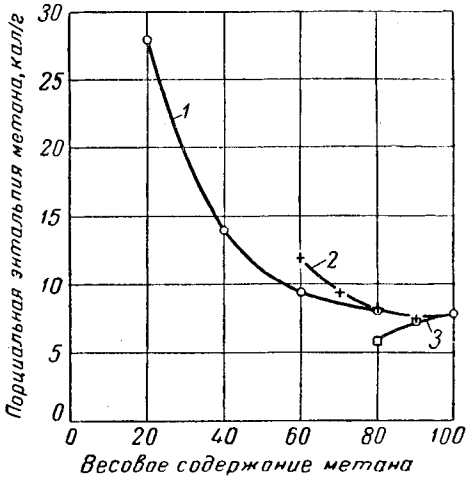


Рис. IV. 70а. Парциальная энтальпия метана в газовых смесях [IV. 79].

1 — система метан—этан; *2* — система метан—бутан; *3* — система метан—пентан.

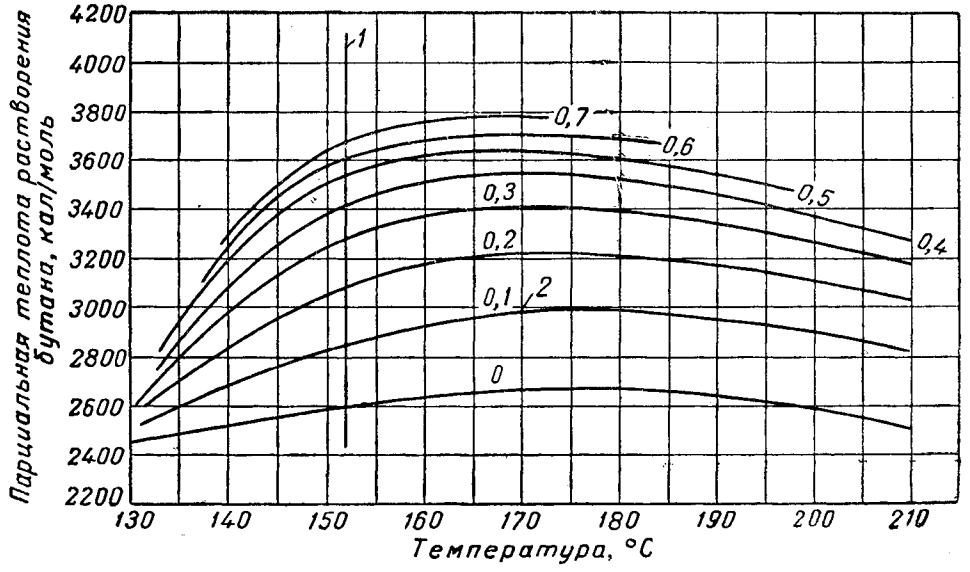


Рис. IV. 71. Парциальная теплота растворения *н*-бутана при 28 *ат* в растворителе с молекулярным весом 145 [IV. 51].

1 — критическая температура чистого бутана; *2* — число молей бутана в жидкости на моль растворителя.

Приведенные температура и давление:
для системы до теплообменника

$$T_r = \frac{394}{275} = 1{,}43,\ p_r = \frac{141}{44{,}2} = 3{,}18;$$

для пара в сепараторе

$$T_r = \frac{294}{217{,}7} = 1{,}35,\ p_r = \frac{28}{46{,}2} = 0{,}607.$$

Жидкость в сепараторе:

Углеводороды	Плотность, *г/см³*	% мол.	Плотность, *г/моль*	*см³/моль*
Метан	0,25*	13,8	2,21	8,84
Бутан	0,584	86,2	50,1	86,0
			52,31	94,84

* Из рис. IV.31 52,31/94,84 = 0,552 *г/см³*.

Газ до теплообменника
Превышение энтальпии пара над энтальпией жидкости при температуре 0° С и давлении, равном нулю (рис. IV. 74):

$$63{,}7 \times 2150 = 137\,000\ кал$$

$$36{,}3 \times 8500 = \frac{309\,000\ кал}{446\,000\ кал}$$

Влияние давления (из рис. IV. 51) $-\frac{\Delta I}{T} = 2{,}5.$

$-\Delta I = 2{,}5 \times 394 = 985\ кал/моль.$
446 000 *кал* при давлении, равном нулю, и температуре 121° С минус 98500 *кал* при 121° С и абсолютном давлении от нуля до 141 на 100 молей равно 347 500 *кал*.

Газ из сепаратора при давлении, равном нулю (рис. IV. 74):

$$0{,}883 \times 67 \times 1260 = 74600\ кал$$

$$0{,}117 \times 67 \times 5830 = \frac{45700\ кал}{120300\ кал}$$

Влияние давления: $-\frac{\Delta I}{T} = 0{,}58$

$-\Delta I = 0{,}58 \times 294 = 171\ кал$; $-171 \times 67 =$ — 11420 *кал/моль* 120 300 — 11 420 = 108 880 *кал*.

Жидкость из сепаратора: 21° С при давлении, равном нулю (рис. IV. 72):

метан $0{,}138 \times 33 \times 297 = 1350\ кал$ . . . . . 73 *г*

бутан $0{,}862 \times 33 \times 660 = \frac{18750\ кал}{20100\ кал}$ . . . . . $\frac{1650\ г}{1723\ г}$

Влияние давления (рис. IV. 73):

$$I_{210{,}9} - I = 3{,}24\ кал/г;$$

$$I_p - I_0 = 0{,}32\ кал/г,$$

$$I_p - I_0 = 0{,}32 \times 1723 = 550\ кал.$$

Энтальпия жидкости равна 20100 + 550 = 20650 *кал*.

Теплота, выделяемая в теплообменнике, составит

$$347500 - 108880 - 20650 = 217970\ кал.$$

Максвелл построил диаграммы, в которых энтальпия индивидуальных компонентов дана в зависимости от температуры и давления (рис. IV. 75). Для жидких смесей индивидуальных компонентов справедливо правило аддитивности. Для паров же это правило более справедливо в интервале давлений от нуля до 1 *ат*, чем при давлении, большем атмосферного. Изменение энтальпии чистого пара в зависимости от давления может быть найдено путем интерполяции диаграмм по среднему молекулярному весу смеси. Если компонент находится в жидкой фазе, хотя температура и давление соответствуют двухфазному состоянию, энтальпия жидкости определяется по линии «насыщенная жидкость» при данной температуре.

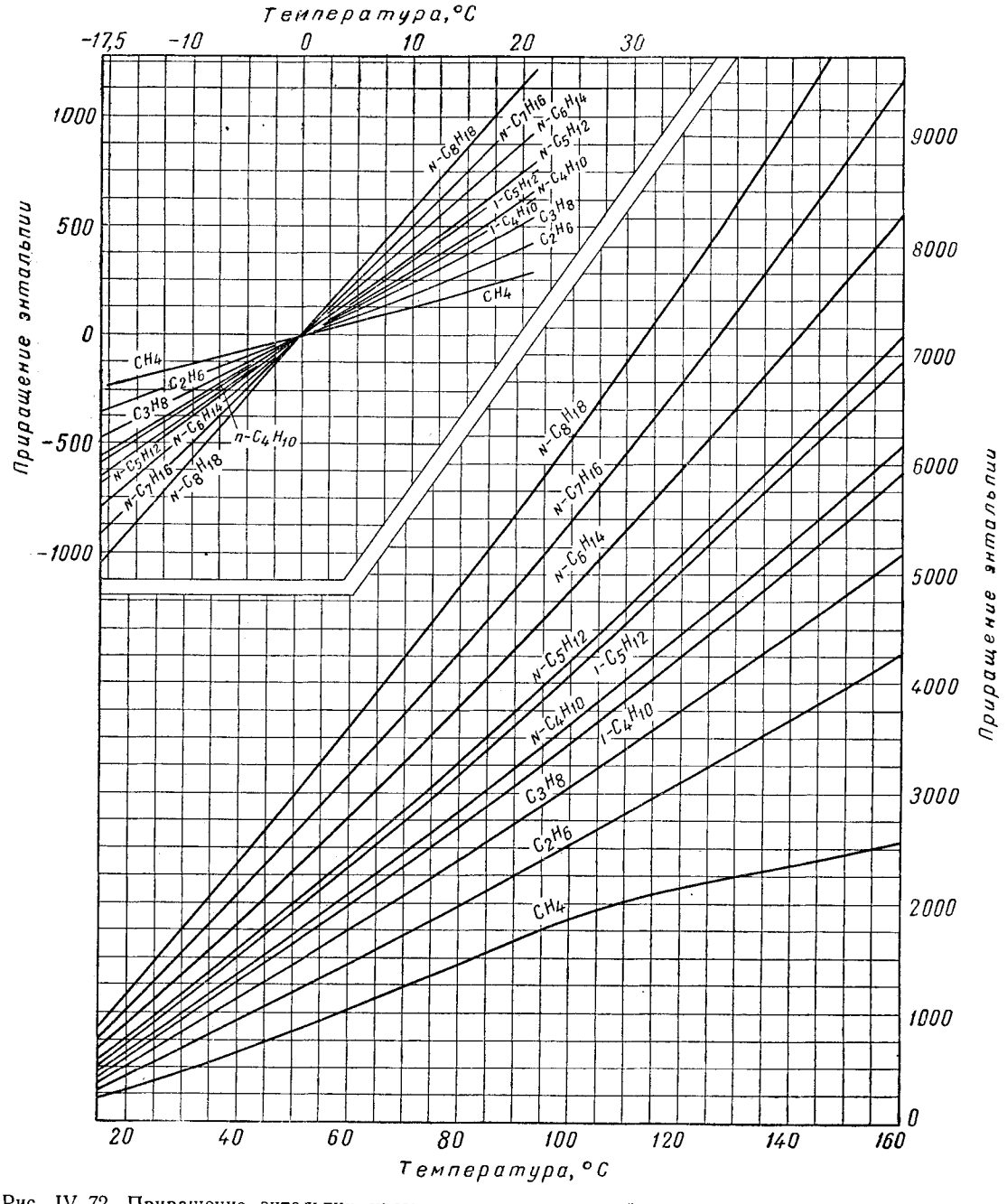


Рис. IV. 72. Приращение энтальпии углеводородных жидкостей при данной температуре и нулевом давлении по сравнению с энтальпией жидкостей при давлении и температуре (в °С), равных нулю [III. 25].

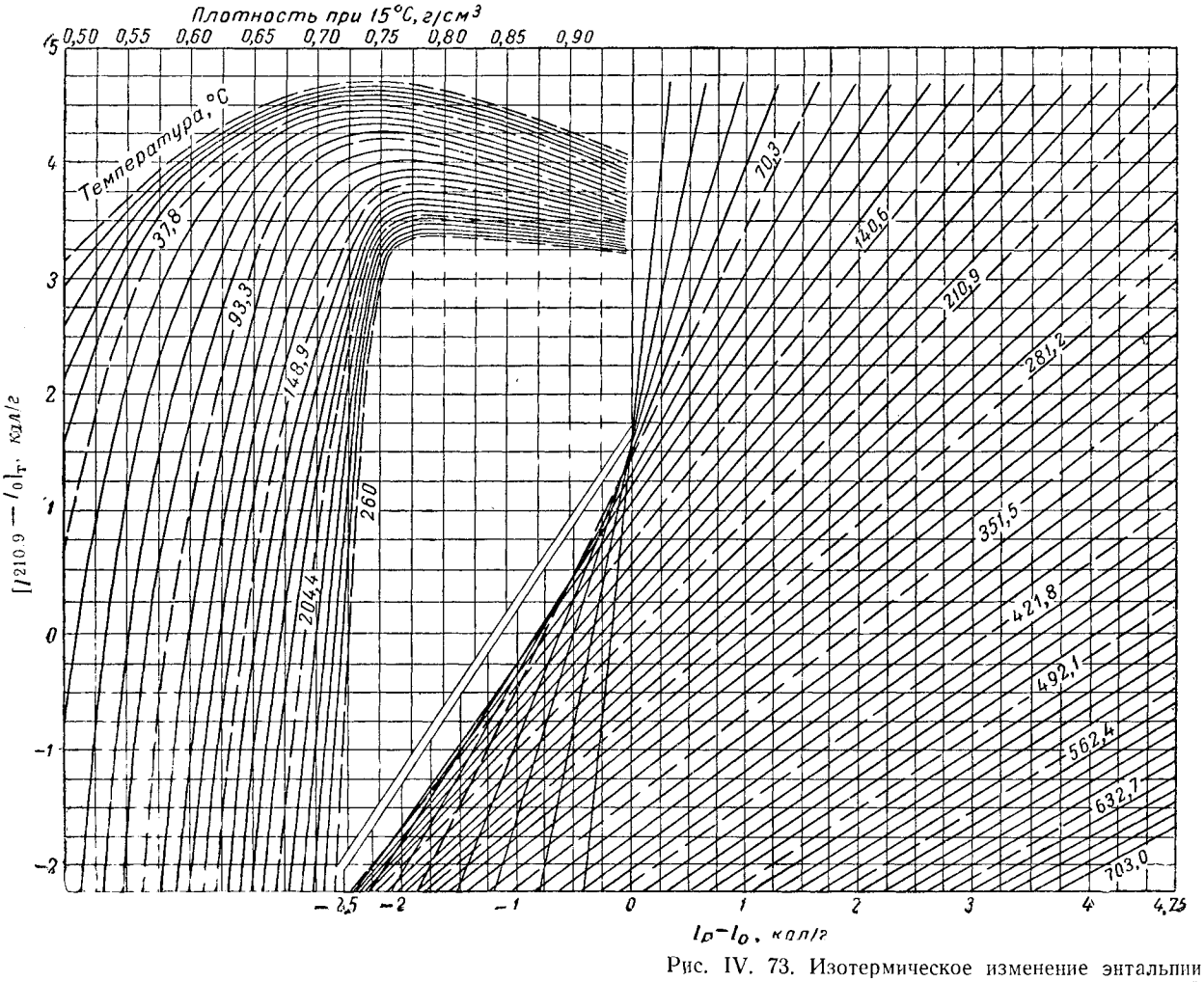
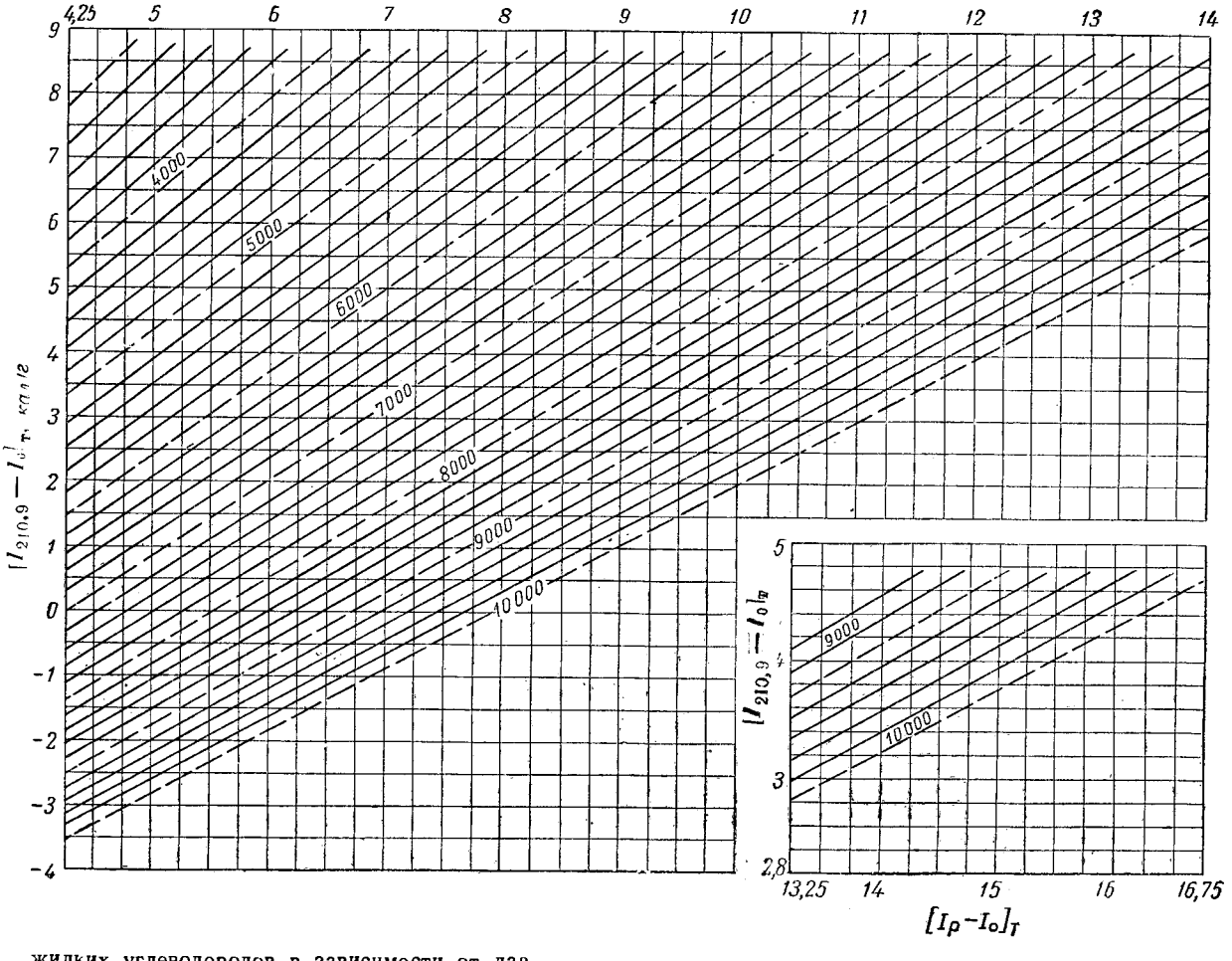


Рис. IV. 73. Изотермическое изменение энтальпии
ления по сравнению с их энтальпией



жидких углеводородов в зависимости от давпри давлении, равном нулю [III. 25].

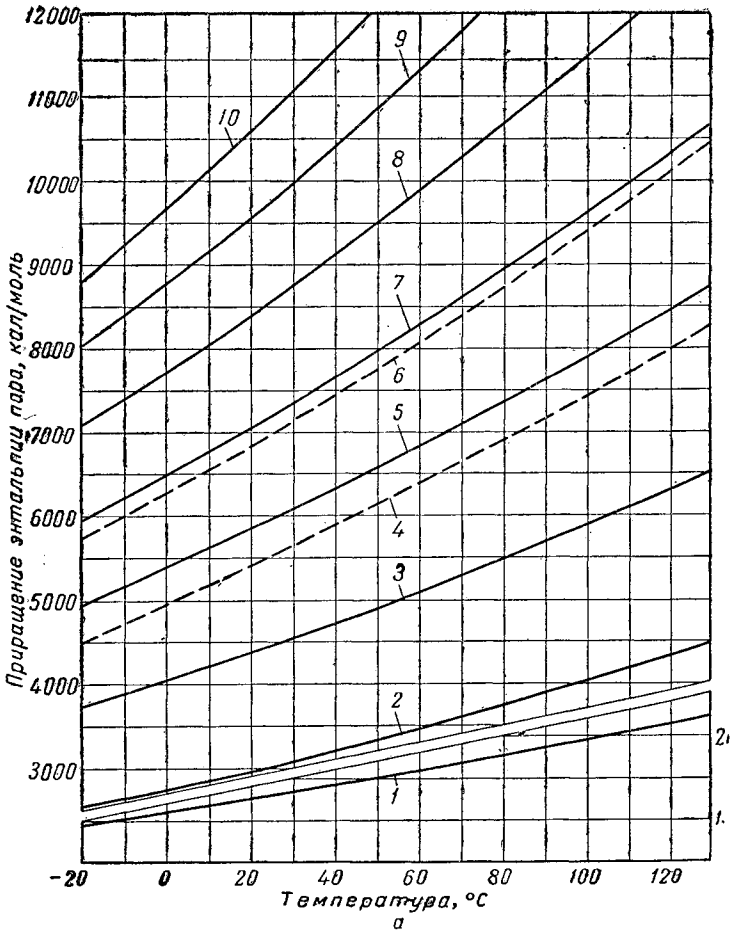


Рис. IV. 74. Приращение энтальпии паров углеводородов при с энтальпией жидкости при давлении
1 — метан; *2* — этан; *3* — пропан; *4* — изобутан; *5* — бутан;

Пример (см. начало стр. 69)

Средний молекулярный вес смеси до теплообменника — 31,3, газа в сепараторе — 20,9.

Смесь до теплообменника.

Интерполяция влияиия давления между этаном и пропаном.

Давление, *ат*	*I*, *кал/гр*	
	этан	пропан
0	225	214
141	182	146
	43	68

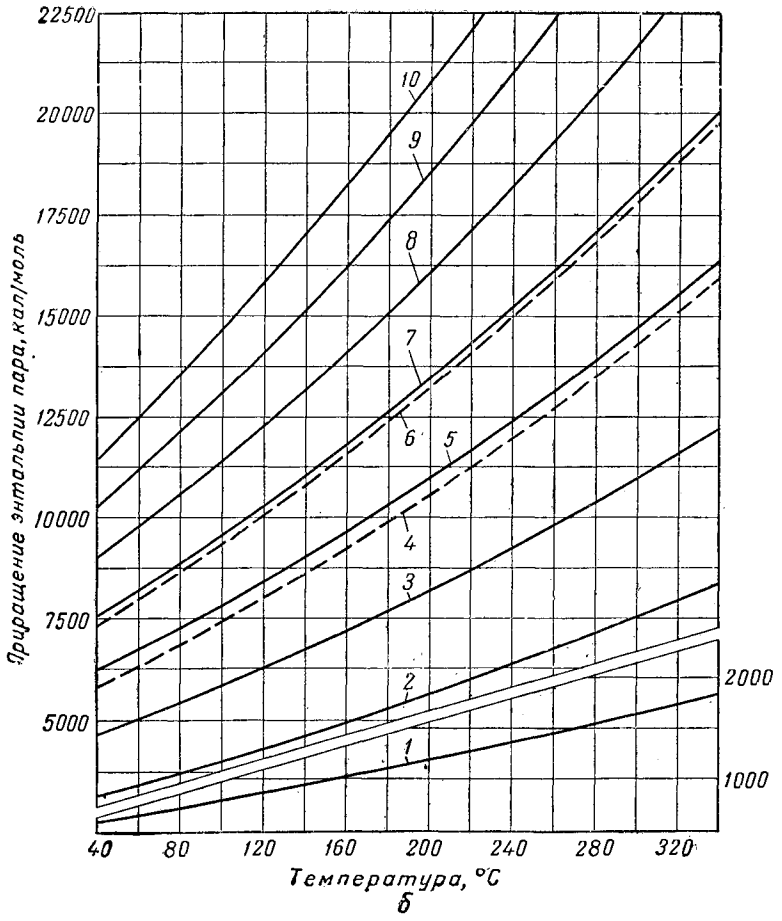
$$\frac{1,3}{14,0}(68 - 43) + 43 = 45,3,$$

$$3130 \times 45,3 = 142000 \text{ } кал,$$

705000 — 142,000 = 563000 *кал* при 121° С и 141 *ат*.

Пример

Решить предыдущий пример с помощью диаграммы Максвелла. Исходная точка жидкости при температуре —94° С.



б

данной температуре и атмосферном давлении по сравнению и температуре (°С), равных нулю [III. 25].

6 — изопентан; *7* — пентан; *8* — гексан; *9* — гептан; *10* — октан.

Углеводороды	Поток до теплообменника при 121° С и 141 *ат*				Газ из сепаратора при 21° С и 28 *ат*				Жидкость из сепаратора при 21° С			
	число молей	*г*	*кал/г*	*кал*	число молей	*г*	*кал/г*	*кал*	число молей	*г*	*кал/г*	*кал*
Метан	63,7	1020	245	250 000	59,2	946	189	179 000	4,5	74	141	10 400
Бутан	36,3	2110	217	455 000	7,8	455	165	75 000	28,5	1 655	78	129 100
	100,0	3,130		705 000	67,0	1 401		254 000	33,0	1 729		139 500

Газ из сепаратора.

Интерполяция влияния давления между метаном и этаном.

Давление, *ат*	*I*, *кал*	
	метан	этан
0	188	179
28	180	163
	8	16

$$\frac{4,9}{14,0}(16-8)+8=10,8,$$

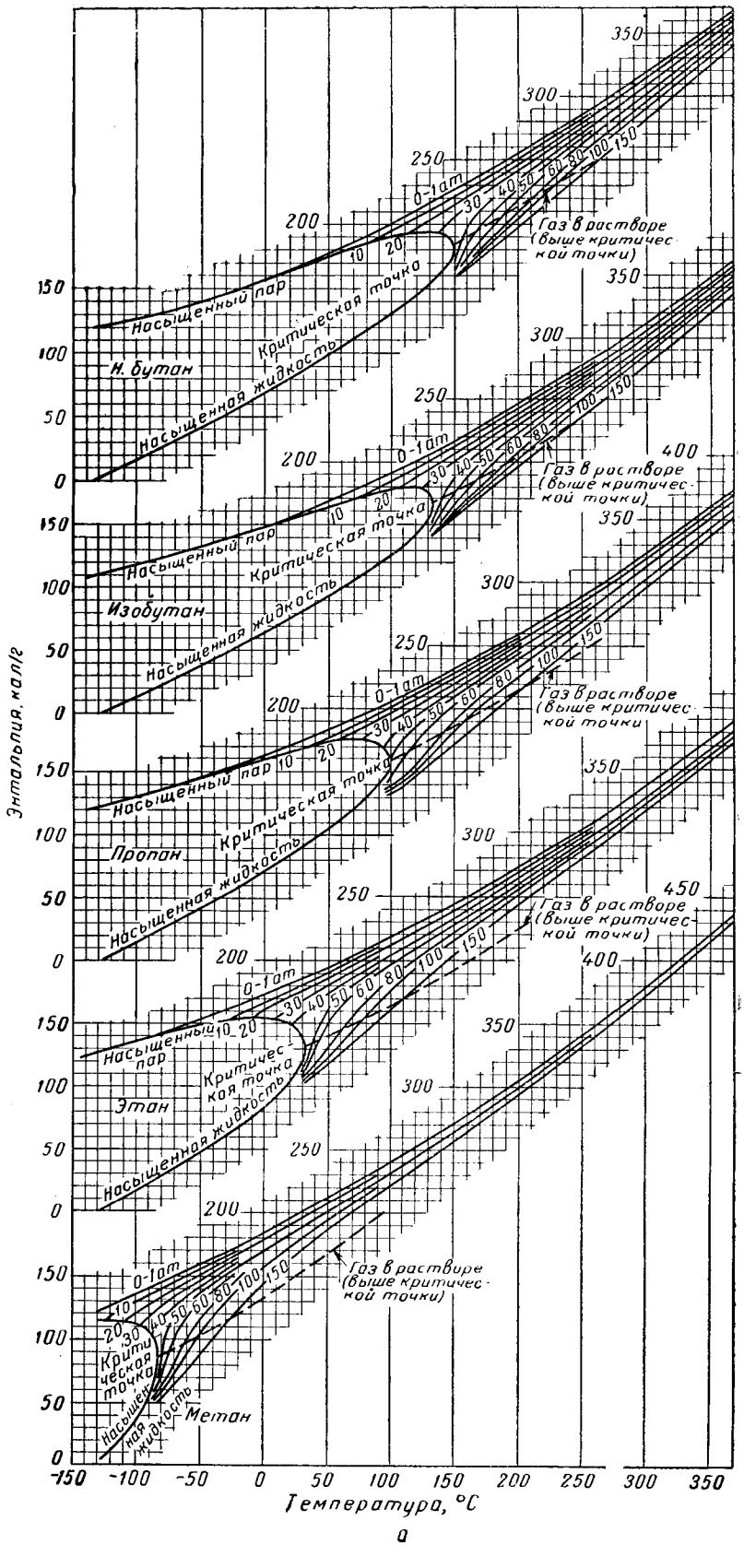
$$1401 \times 10,8 = 15000 \text{ кал},$$

$$254000 - 15000 = 239000 \text{ кал при } 21°\text{С и } 28 \text{ ат}.$$

$$563000 - 239000 - 139500 = 184500 \text{ кал}.$$

Таким образом, в теплообменнике выделено 184 500 *кал* тепла.

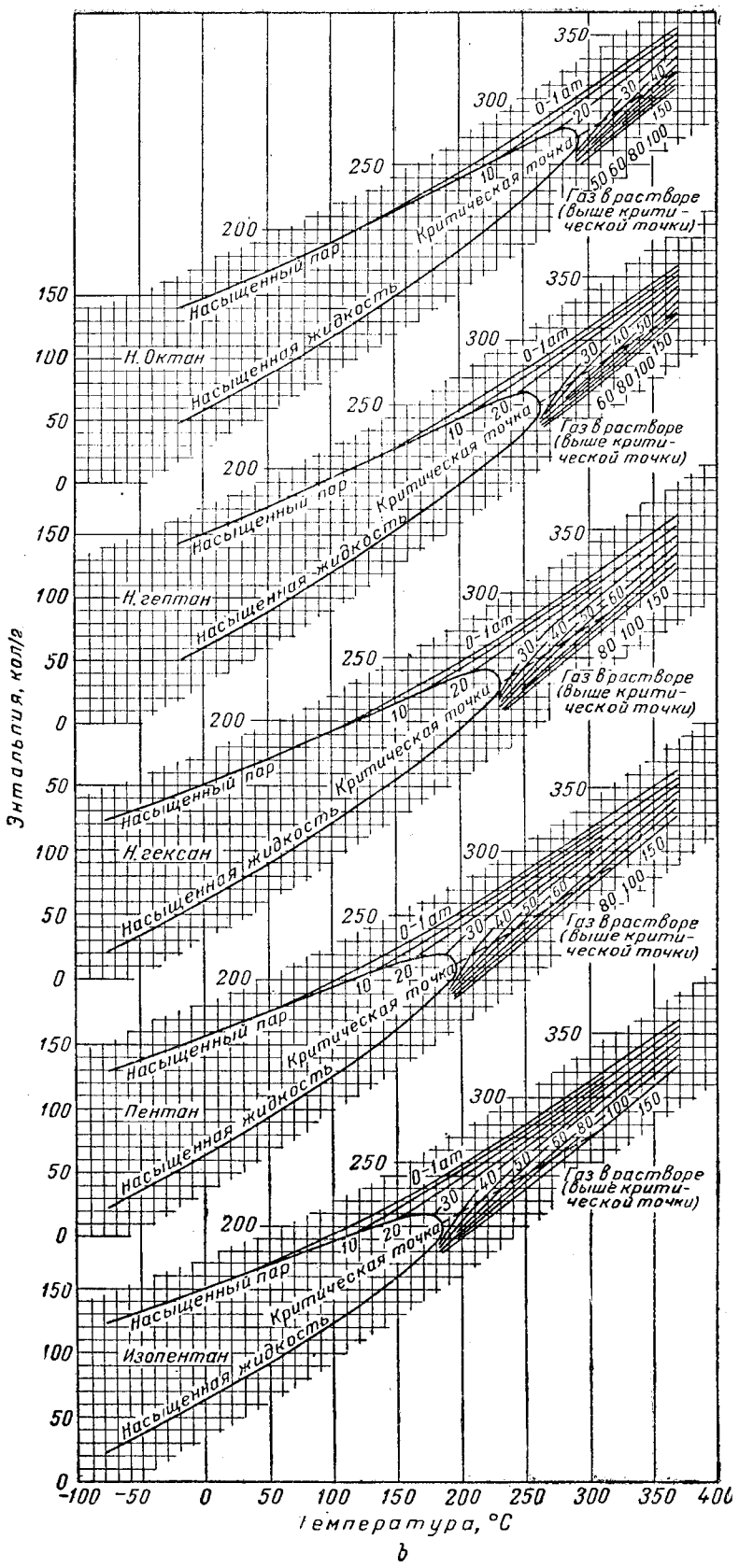
На рис. IV. 76 — IV. 80 представлены составленные Петерсом диаграммы парциальных энтальпий компонентов от метана до пропана, если они находятся в смеси [IV. 67]. Энтальпия смеси равна сумме парциальных энтальпий компонентов. Чтобы найти разницу между энтальпией смеси и энтальпией исходной точки жидкости при —94° С, необходимо суммировать произведения энтальпий компонентов на их весовое содержание в смеси. При этом значения энтальпий находятся на диаграммах по значениям молекулярных весов или по средней молярной точке кипения.



а

Рис. IV. 75. Энтальпия углеводородов [I. 10].

Энтальпия жидкости в состоянии насыщения при —129° С принята равной нулю.


Энтальпия, кал/г
Температура, °С
Н. Октан
Н. гептан
Н. гексан
Пентан
Изопентан
Насыщенный пар
Насыщенная жидкость
Критическая точка
Газ в растворе (выше критической точки)
0-1 ат
10
20
30
40
50
60
80
100
150
200
250
300
350
-100
-50
0
50
100
150
200
250
300
350
400

b

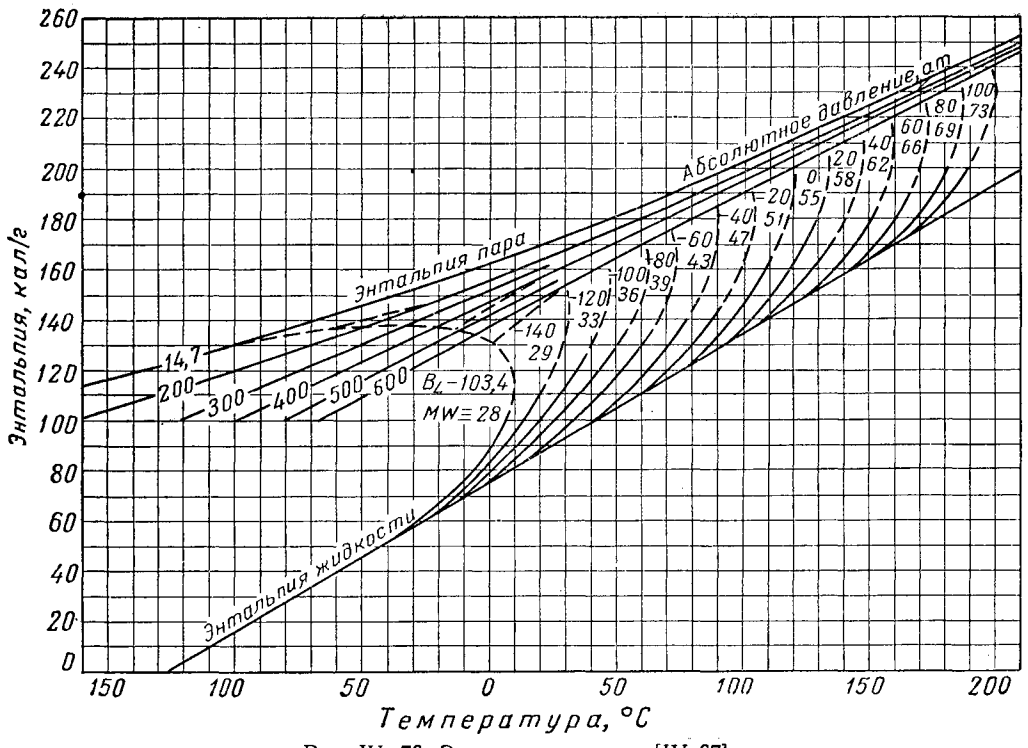


Рис. IV. 76. Энтальпия этилена [IV. 67].

Пунктирные линии давления относятся к чистому компоненту. Пунктирные линии энтальпии относятся к неточной области. B_L — среднемольная точка кипения жидкой фазы; MW — молекулярный вес.

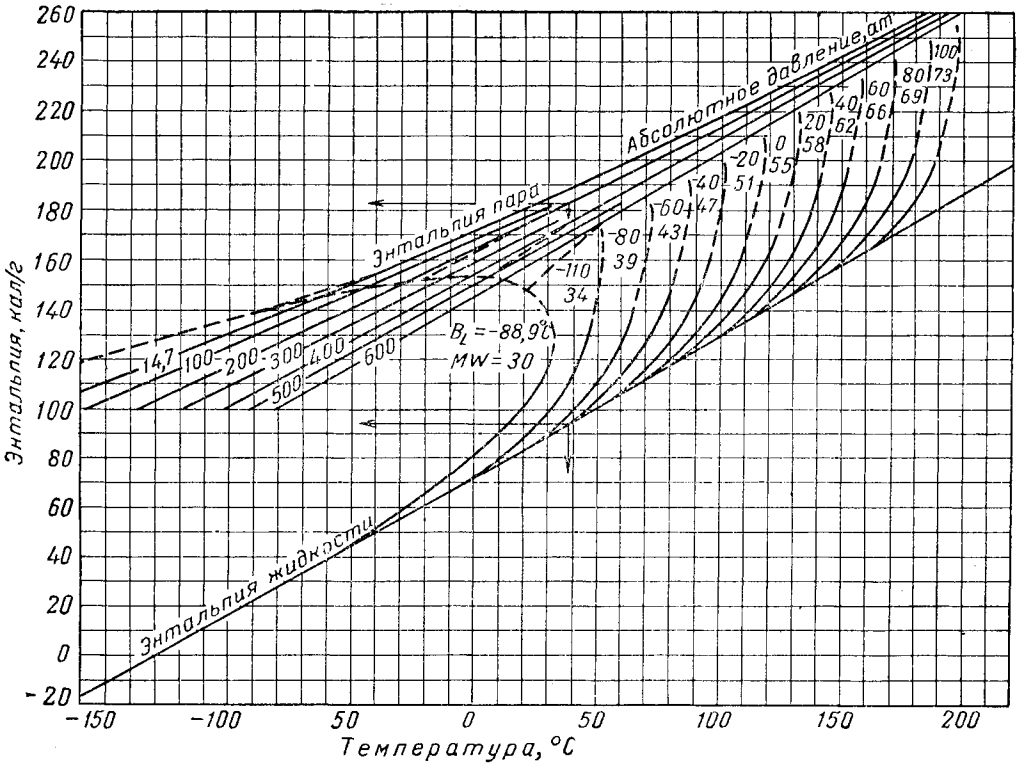


Рис. IV. 77. Энтальпия метана [IV. 67].

Пунктирные линии давления относятся к чистому компоненту. Пунктирные линии энтальпии жидкости относятся к неточной области. B_L — среднемольная точка кипения жидкой фазы; MW — молекулярный вес.

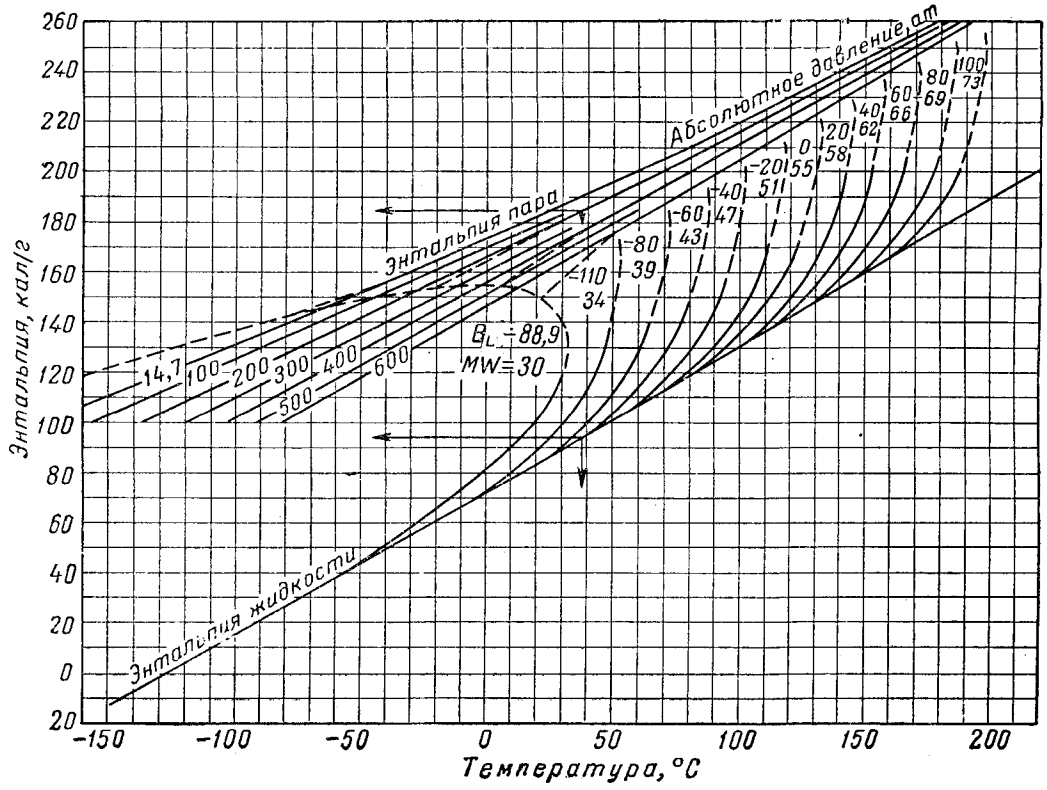


Рис. IV. 78. Энтальпия этана [IV. 67].

Пунктирные линии давления относятся к чистому компоненту. Пунктирные линии энтальпии жидкости относятся к неточной области. B_L — среднемольная точка кипения жидкой фазы; MW — молекулярный вес.

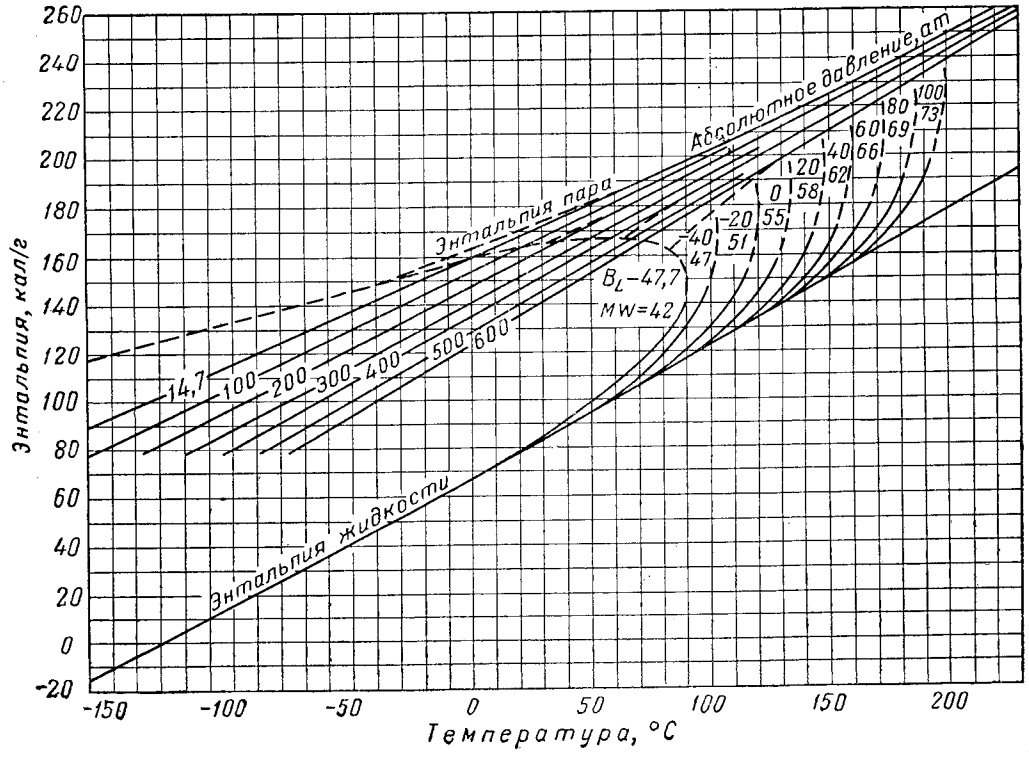


Рис. IV 79. Энтальпия пропилена [IV. 67].

Пунктирные линии давления относятся к чистому компоненту. Пунктирные линии энтальпии жидкости относятся к неточной области. B_L — среднемольная точка кипения жидкой фазы; MW — молекулярный вес.

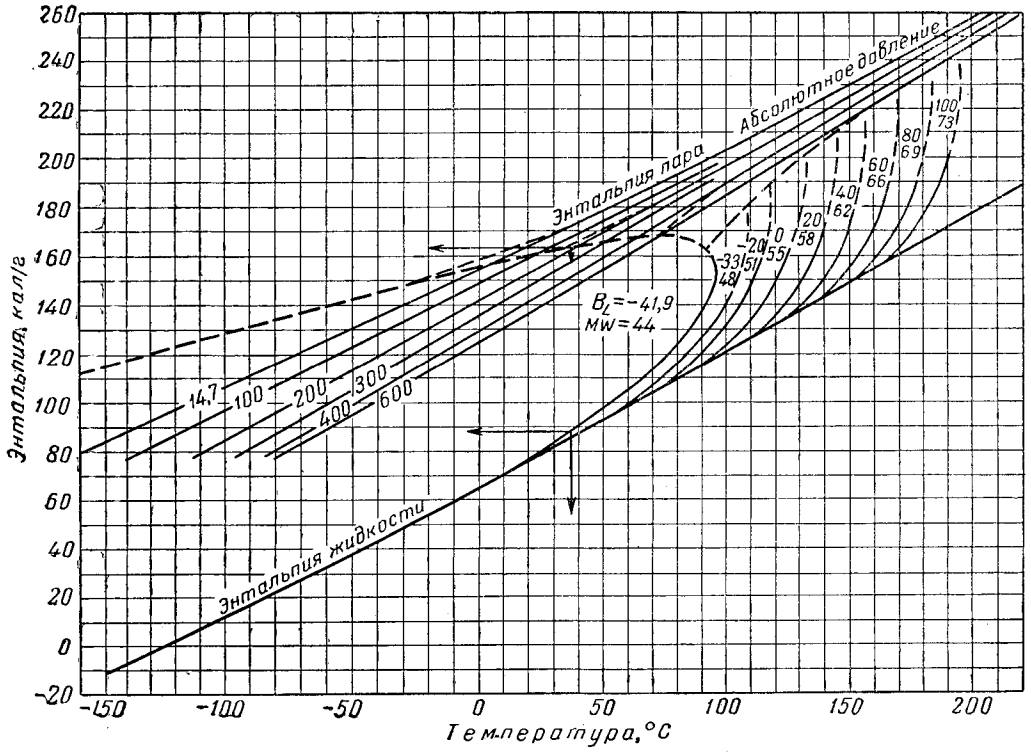


Рис. IV. 80. Энтальпия пропана [IV. 67].

Пунктирные линии давления относятся к чистому компоненту. Пунктирные линии энтальпии жидкости относятся к неточной области. B_L — среднемольная точка кипения жидкой фазы; MW — молекулярный вес.

§ 5. ТЕПЛОТВОРНАЯ СПОСОБНОСТЬ[1]

Теплотворной способностью природного газа называется тепло, выделенное при сгорании единицы объема газа в определенных условиях. Метан при 15,5° С и атмосферном давлении имеет теплотворную способность 8890 *ккал/м*³ в случае, если горение метана происходит в воздухе. Эта величина теплотворной способности определяется количеством тепла, выделившегося при охлаждении продуктов сгорания до 15,5° С и при конденсации образовавшейся влаги, и известна как общая или полная теплотворная способность. Значения теплотворной способности и индивидуальных углеводородов приведены в табл. П. 1.

Сгорание 1 *моль* метана происходит по следующей химической реакции:

$$CH_4\,(г) + 2O_2\,(г) \rightarrow CO_2\,(г) + 2H_2O\,(ж) + 211\ ккал. \qquad (IV.\ 36)$$

Так как скрытая теплота парообразования для воды при 15,5° С и атмосферном давлении равна 0,585 *ккал*, то для 2 *моль* воды $18 \times 2 \times 0{,}585 = 21{,}0$ *ккал*:

$$2H_2O\,(ж) \rightarrow 2H_2O\,(г) - 21{,}0\ ккал. \qquad (IV.\ 37)$$

Складывая выражения (IV. 36) и (IV. 37), получим количество тепла, выделившегося при сгорании метана, без учета выделения тепла за счет конденсации паров воды:

$$CH_4\,(г) + 2O_2\,(г) \rightarrow CO_2\,(г) + 2H_2O\,(г) + 189{,}4\ ккал. \qquad (IV.\ 38)$$

Величина теплотворной способности 1 *м*³ метана при 15,5° С и атмосферном давлении определена в предположении применимости к нему законов идеальных газов путем деления 211 *ккал* на 0,02375 *м*³/*моль*, что дает 8873 *ккал* на 1 *м*³ идеального газа. Метан при 15,5° С и атмосферном давлении имеет коэффициент сжимаемости 0,998 (рис. IV. 18), поэтому общая теплотворная способность 1 *м*³ метана равна

$$\frac{8873}{0{,}998} = 8890\ ккал/м^3.$$

Методика измерения теплотворной способности природного газа и применяемая при этом аппаратура описаны в [IV. 2]. На рис. IV. 81 схематически изображен водяной калориметр. Принцип действия этого калориметра состоит в том, что газ с определенной скоростью сжигается в камере сгорания, выделяя тепло, которое идет на повышение температуры проходящей через калориметр воды. Скорость циркуляции воды определяется взвешиванием воды, прошедшей через калориметр за определенный промежуток времени. Сконденсированная вода собирается в мернике. Воздух для поддержания горения подается на 40% больше требуемого теоретически. В расчет общей теплотворной способности следует вводить поправку, учитывающую влажности воздуха и испытуемого газа.

Для измерения теплотворной способности газов в газопроводах применяются регистрирующие калориметры непрерывного действия. Однако калибруются эти приборы с помощью описанного выше водяного калориметра.

[1] Теплотворную способность принято обычно называть теплотой сгорания. — *Прим. вед. ред.*

Теплотворная способность природного газа может быть подсчитана по теплотворным способностям входящих в него компонентов и состава газа (табл. П. 1) в предположении, что природный газ подчиняется законам идеального газа или по правилу аддитивности объемов. В табл. IV. 18 приведен такой расчет в предположении аддитивности объемов компонентов.

Таблица IV.18

Расчет теплотворной способности природного газа известного состава

Компонент	Молярные или объемные доли	Теплотворная способность компонентов при 1,033 *ат* и 15,5° С, *ккал/м³*	Общая теплотворная способность газа, *ккал/м³*
Азот	0,023	0	0
Метан	0,887	8890	7890,0
Этан	0,056	15650	877,0
Пропан	0,021	22600	475,0
Изобутан . .	0,003	29440	88,3
н-Бутан . . .	0,006	29590	177,6
Пентаны . . .	0,004	35100	140,4
	1,000		9648,3

Таким образом, теплотворная способность газа при абсолютном давлении 1,033 и температуре 15,5° С равна 9648 *ккал/м³*. Например, при абсолютном давлении 1,029 и температуре 15,5° С теплотворная способность того же газа будет равна $\frac{1,029}{1,033}\ 9648,3 = 9633,7$ *ккал/м³*.

Если природный газ насыщен парами воды при температуре 15,5° С и давлении 762 *мм рт. ст.*, то величина теплотворной способности будет

$$9648,3\,\frac{762}{760}\,\frac{762-13}{762} = 9500 \text{ ккал/м}^3.$$

Если в каждых 10 *м³* газа содержится 1,8 *г* (0,1 *моль*) воды, то общая теплотворная способность такого газа при абсолютном давлении 1,033 и температуре 15,5° С будет

$$9648,3\,\frac{10}{10+(0,1\times 0,0238)} = 9648,0 \text{ ккал/м}^3.$$

Цапфф (Zapffe) [IV. 98] построил диаграмму зависимости теплотворной способности природных газов от их удельного веса (рис. IV. 82). На этом рисунке разные линии соответствуют различному содержанию инертного газа.

1. ПРЕДЕЛЫ ВОСПЛАМЕНЯЕМОСТИ

При определенном соотношении воздуха и природного газа в смеси она будет способна воспламеняться, выделяя тепло, которое пойдет на нагревание главным образом продуктов сгорания. Повышение температуры газов приведет к увеличению давления, что в свою очередь может привести к взрыву. Необходимо, чтобы каждый работающий в области газовой промышленности знал пределы воспламеняемости и был знаком с процессом горения [IV. 35, IV. 58, IV. 27, IV. 82].

Уравнение (IV. 36) для горения метана не раскрывает сущности механизма химической реакции. Метан и воздух не реагируют между собой до тех пор, пока нет источника воспламенения. Если такой источник имеется, воспламенение происходит при определенных соотношениях воздуха и метана.

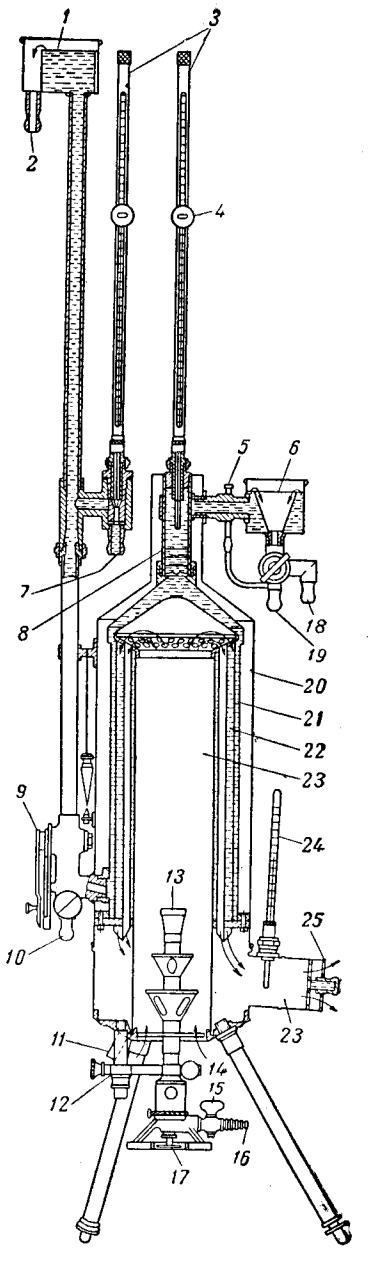


Рис. IV. 81. Схема американского водяного калориметра [IV. 2].

1 — водослив; *2* — сток воды; *3* — термометры для измерения температуры воды поступающей, отходящей; *4* — смотровое стекло; *5* — отводная трубка; *6* — выходной водослив; *7* — вход воды; *8* — пластины для перемешивания; *9* — устройство для регулировки расхода воды; *10* — дренажный кран; *11* — выпуск сконденсировавшейся воды; *12* — держатель горелки; *13* — распылитель пламени; *14* — воздух; *15* — горелка; *16* — газ; *17* — игольчатый вентиль; *18* — обводная линия; *19* — к мерному сосуду; *20* — воздушная рубашка; *21* — водяная рубашка; *22* — кондесатор; *23* — камера сгорания; *24* — термометр на выходе; *25* — регулятор тяги; *26* — сборник продуктов сгорания.

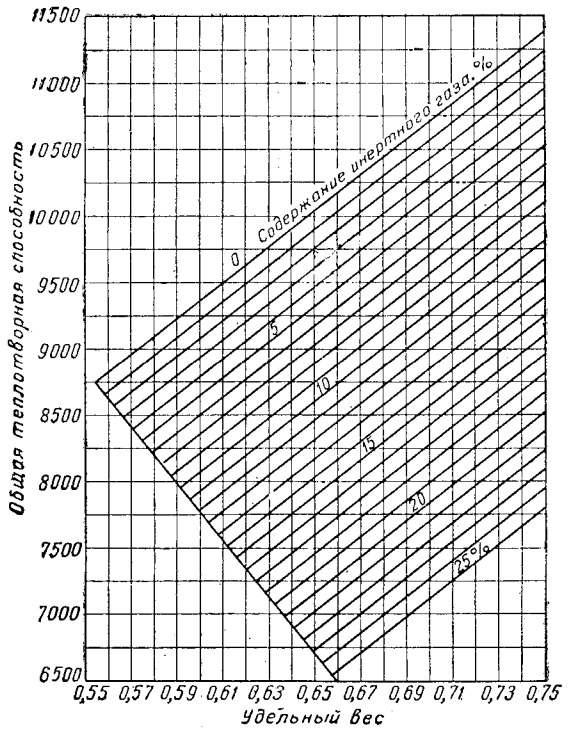


Рис. IV. 82. Связь между теплотворной способностью, удельным весом и содержанием инертных газов [IV. 98].

Водонасыщенность отнесена к 762 *мм вод. ст.* и 15,5° С.

Льюис и фон Елбе (Lewis and von Elbe) [IV. 58, IV. 35] дали следующий возможный порядок химической реакции:

$$HCHO + O_2 \rightarrow \text{свободные радикалы} \rightarrow OH, \quad \text{(IV. 39)}$$

$$OH + CH_4 \rightarrow H_2O + CH_3, \quad \text{(IV. 40)}$$

$$CH_3 + O_2 \rightarrow OH + HCHO, \quad \text{(IV. 41)}$$

$$OH + HCHO \rightarrow H_2O + CHO, \quad \text{(IV. 42)}$$

$$CHO + O_2 \rightarrow CO + HO_2, \quad \text{(IV. 43)}$$

$$CHO + O_2 + M \rightarrow CHO_3 + M, \quad \text{(IV. 44)}$$

$$CHO_3 + HCHO \rightarrow 2CO + H_2O + OH. \quad \text{(IV. 45)}$$

Чтобы процесс горения начался, источник воспламенения переводит некоторое количество метана (CH_4) в свободные радикалы, которые в свою очередь окисляются до формальдегида (HCHO) и OH. Радикал OH реагирует с метаном по уравнению (IV. 40) и восстанавливается по уравнению (IV. 45) по цепной реакции. Подобные же реакции объясняют процесс горения других углеводородов. Одним из условий, при которых не будет горения, является разрушение радикалов OH до того, как они сумеют прореагировать с CH_4. Часто причиной разрушения радикалов OH является твердая поверхность.

Скорость химической реакции может быть рассмотрена в свете скоростей движения и числа столкновения молекул. Вообще говоря, при определенных условиях скорость реакции может быть измерена, но шкала времени должна выражаться в микросекундах (1 : 1 000 000 *сек*). Скорость реакции резко возрастает при увеличении температуры. Примерно можно считать, что скорость реакции возрастает вдвое при увеличении температуры на каждые 15° С.

Существуют для каждых данных условий два предела воспламеняемости смесей воздуха и газообразных горючих веществ. Нижний предел соответствует минимальной концентрации горючего газа, при которой горение еще возможно. Верхний предел соответствует максимуму этой концентрации. В табл. П. 1 приведены значения нижних и верхних пределов воспламеняемости индивидуальных углеводородов в воздухе. Для метана в воздухе эти пределы соответствуют концентрациям 5 и 15% мол. или об., для пропана — концентрациям 2,4 и 9,5%.

Для газовых смесей нижний предел воспламеняемости может быть легко подсчитан по нижним пределам воспламеняемости компонентов [IV. 27] при помощи следующей формулы:

$$\frac{n_1}{N_1} + \frac{n_2}{N_2} + \frac{n_3}{N_3} = 1, \quad \text{(IV. 46)}$$

где индексы 1, 2, 3 относятся к компонентам 1, 2, 3; n — содержание каждого компонента в смеси при нижнем пределе воспламеняемости в молярных или объемных процентах; N — нижний предел воспламеняемости каждого компонента в чистом виде в молярных или объемных процентах.

Пример

Вычислить нижний предел воспламеняемости природного газа, состоящего из 92% об. CH_4, 5,5% C_2H_6 и 2,5% об. C_3H_8.

Решение

Обозначив через x процентное содержание газа в смеси газ — воздух, имеем

$$\frac{92{,}0\,x}{5{,}0} + \frac{5{,}5\,x}{3{,}22} + \frac{2{,}5\,x}{2{,}37} = 1,$$

$$18{,}5\,x + 1{,}71\,x + 1{,}05\,x = 1, \quad x = \frac{1}{21{,}26} = 4{,}7\%.$$

Таким образом, нижний предел воспламеняемости данной смеси газов равняется 4,7% об. газа в смеси с воздухом.

Зависимость пределов воспламеняемости от давления дана на рис. IV. 83 и IV. 84. Из рис. IV. 83 видно, что при давлениях ниже 50 *мм рт. ст.* смеси природного газа с воздухом не воспламеняются. При давлениях выше атмосферного (рис. IV. 84) увеличение его приводит к резкому увеличению верхнего предела воспламеняемости. Характерно, что смесь 40% мол. пропана и 60% мол. воздуха, образующаяся в результате смешения с пропаном горячего воздуха, поступающего из компрессора под давлением 42 *ат*, горит без взрыва, раскаляя трубы до вишнево-красного цвета. Добавление к смеси горючего газа с воздухом инертных компонентов, например азота или углекислого газа, как это видно из рис. IV. 85 и IV. 86, приводит к изменению пределов воспламеняемости. При этом как нижний, так и верхний пределы воспламеняемости повышаются, что объясняется частичным уменьшением концентрации кислорода в смеси при добавлении к ней инертного газа.

Процесс горения может протекать при сравнительно медленном распространении волны горения и при быстром распространении детонационной волны [IV. 58]. Волна горения распространяется за счет теплопередачи и диффузии между горящей смесью и невоспламенившимся топливом. Детонационные волны — это ударные волны, которые образуются за счет реализации энергии химической реакции. При атмосферном давлении скорость распространения фронта волны горения составляет порядка 0,3—2,4 *м/сек*. Нижнее значение этих скоростей присуще углеводородам природных газов, а верх-

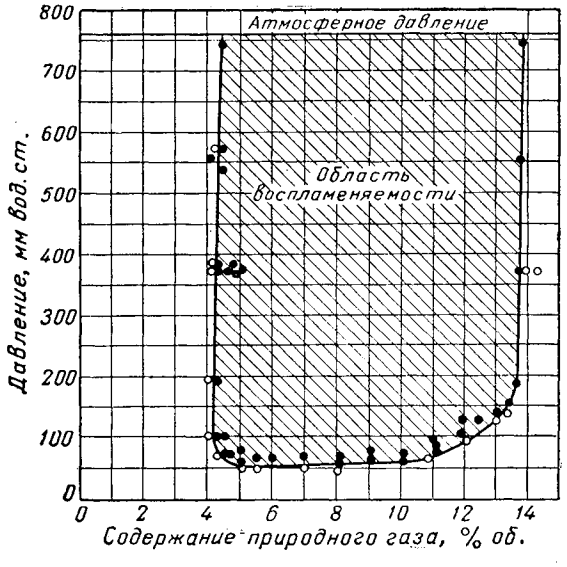


Рис. IV. 83. Влияние снижения давления ниже атмосферного на пределы воспламеняемости смесей природный газ — воздух [IV. 58].

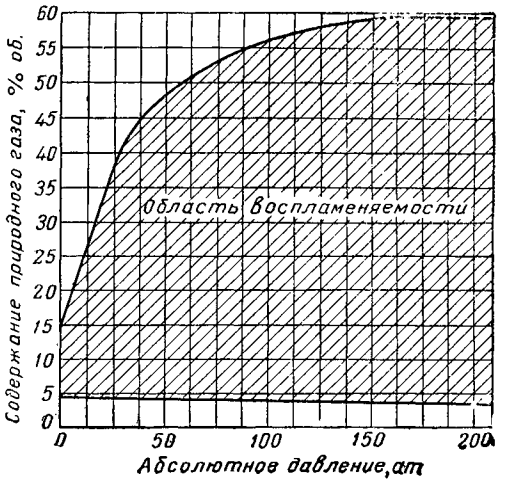


Рис. IV. 84. Влияние увеличения давления выше атмосферного на пределы воспламеняемости смесей природный газ — воздух [IV. 84].

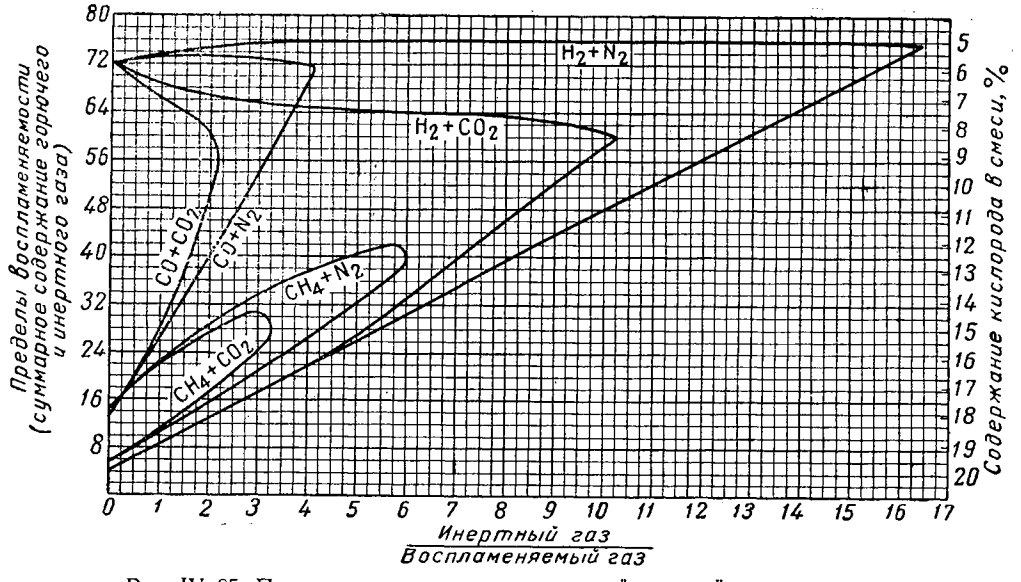


Рис. IV. 85. Пределы воспламеняемости смесей горючий газ — воздух, содержащих разные количества азота и углекислого газа [IV. 58].

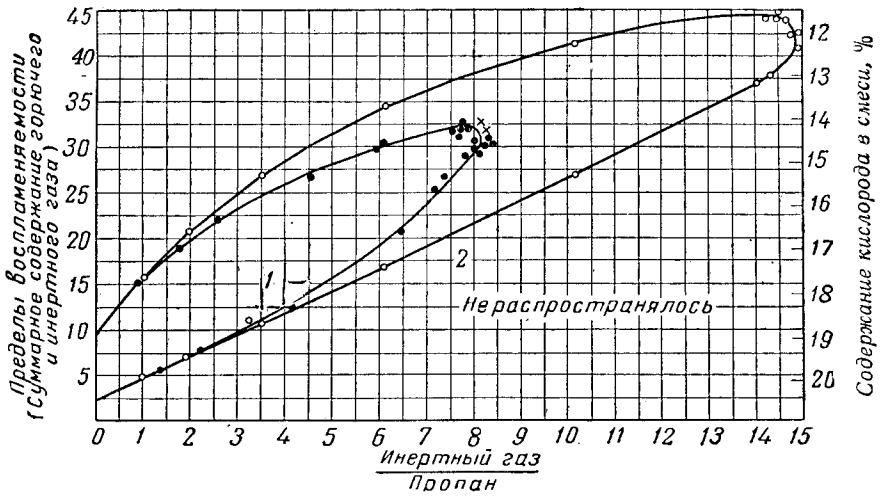


Рис. IV. 86. Пределы воспламеняемости смесей пропан — воздух, содержащих разные количества азота и углекислого газа [IV. 58].
1 — углекислый газ; *2* — азот.

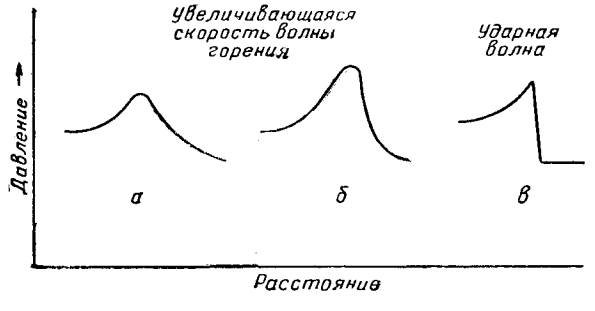


Рис. IV. 87. Упрощенное представление о развитии ударной волны [IV. 40].

нее — водороду. Эти скорости достаточно малы и допускают визуальное наблюдение за распространением волны горения.

В некоторых процессах горения скорость распространения волны горения, образованной источником воспламенения, резко увеличивается, достигая значения, характерного для детонационной волны. Начиная с этого момента, скорость остается сравнительно постоянной. Скорость распространения детонационной волны горения (900—3000 *м/сек*), в несколько раз превышает скорость звука в воздухе при комнатной температуре. На рис. IV. 87 схематически изображены развитие волны горения и переход ее в детонационную ударную волну. Невоспламенившаяся смесь горючего газа с воздухом сжимается непосредственно впереди зоны горения, как показано на рис. IV. 87, *а*. Увеличение давления приводит к увеличению температуры, что в свою очередь увеличивает скорость реакции. Увеличение скорости реакции по мере продвижения фронта горения происходит до тех пор, пока не достигаются условия, известные под названием фронта удара (рис. IV. 87, *в*). Этот фронт удара или детонационная волна распространяется с высокой, но постоянной скоростью до тех пор, пока он поддерживается энергией, выделяющейся в результате химической реакции. Для многих смесей природных газов с воздухом скорость распространения волны горения не достигает значений, достаточно высоких для создания детонационной волны. Пределы концентраций, при которых возможно детонационное горение, приведены в табл. IV. 19.

Таблица IV. 19

Смесь	Содержание топлива, % об.	
	нижний предел	верхний предел
H_2 — воздух	18,3	59
H_2 — O_2	15,0	90
C_3H_8 — O_2	3,2	37
i-C_4H_{10} — O_2	2,8	31
C_2H_2 — O_2	3,5	92
C_2H_2 — воздух	4,2	50
NH_3 — O_2	25,4	75

Примечание. Данные взяты из [IV. 58].

Горение смеси газ — воздух в комнатных условиях, даже когда не достигается детонационная скорость, может привести к повышению давления, вызывающего значительные разрушения. Более серьезные последствия вызываются при перерастании волны горения в детонационную волну и образовании фронта удара.

2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ КРИТИЧЕСКОГО ДАВЛЕНИЯ И ТЕМПЕРАТУРЫ

При изучении фазового состояния смеси могут потребоваться значения истинных критической температуры и критического давления. Смит и Ватсон (Smith and Watson) [IV. 86], Карета и Катц (Kurata and Katz) [1. 2, IV. 52a] и Органик (Organik) [IV. 66] предложили методы определения этих критических свойств. Ниже описывается метод определения критического давления и критической температуры, предложенный Органиком. Этот метод заключается в вычислении среднемольной точки кипения $\overline{B}$ и средневесового молекулярного веса W_m смеси с последующим нахождением критических условий по диаграмме рис. IV. 88. Может потребоваться использование рис. IV. 89 для нахождения поправки к среднеобъемным точкам кипения, а также применение рис. IV. 36.

Пример [IV. 66]

Рассчитать критическую температуру и критическое давление продукции скважины, если известен ее состав.

Состав продукции скважины

Компоненты	Газ из сепаратора, доли вес.	Жидкость из сепаратора, доли вес.	Продукция скважины, доли вес.
CO_2	0,0229	—	0,0145
CH_4	0,6383	0,0173	0,4106
CH_2H_6	0,1187	0,0136	0,0802
C_3H_8	0,0972	0,0338	0,0739
i-C_4H_{10}	0,0199	0,0210	0,0203
n-C_4H_{10}	0,0398	0,0460	0,0421
i-C_5H_{12}	0,0136	0,0336	0,0209
n-C_5H_{12}	0,0136	0,0382	0,0226
C_6H_{14}	0,0116	0,1026	0,0450
C_7H_{16} + высшие (газ из сепаратора)	0,0244	—	0,0155
C_7H_{16} + высшие (жидкость из сепаратора)	—	0,6939	0,2544

Разгонка компонента C_7H_{16} + из сепараторной жидкости дала следующие результаты (удельный вес этого компонента при 15,5° С равен 0,7805 *г/см*³).

Разгонка	Фракции	Плотность, *г/см*³
Начальная точка кипения 80° С	1	0,7425
Выкипание, %:		
10 91° С	2	0,7436
20 100° С	3	0,7503
30 110° С	4	0,7572
40 121° С	5	0,7678
50 137° С	6	0,7796
60 154° С	7	0,7910
70 178° С	8	0,8054
80 204° С	Остаток	0,8423

Примечание. Наклон кривой разгонки 10—90% равняется 1,83° С/%. Среднеобъемная температура кипения 150° С.

Решение

1. Расчет среднемольных и средневесовых свойств тяжелого остатка.

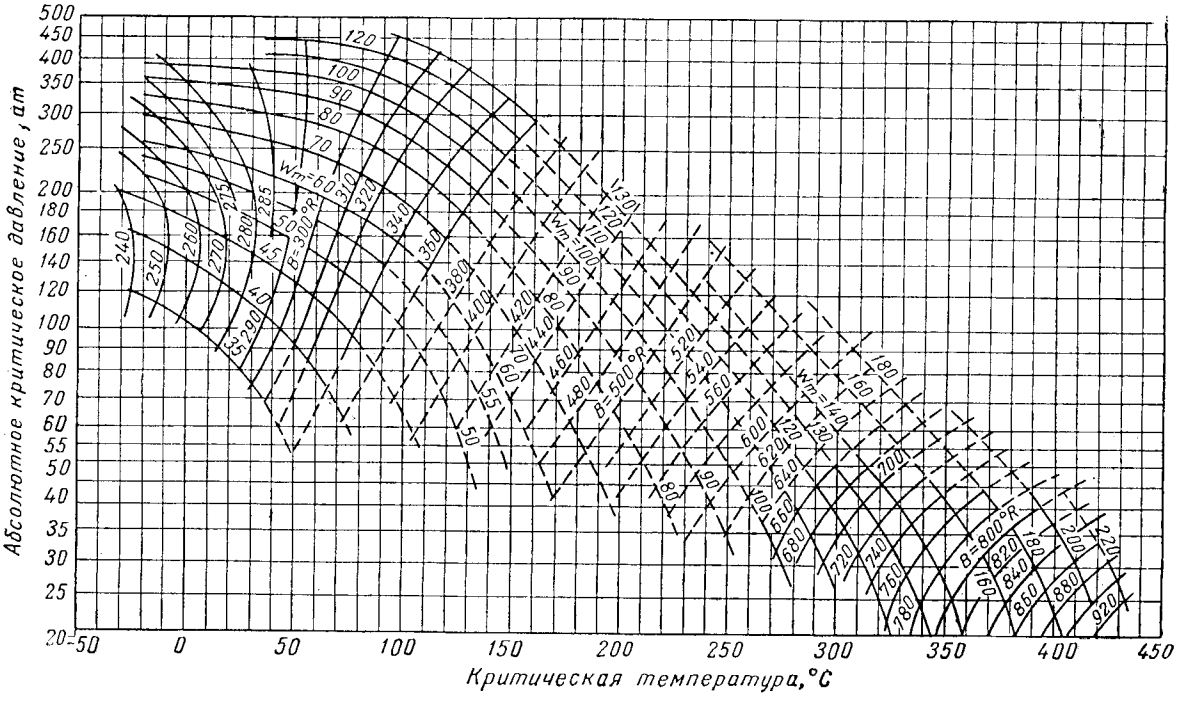


Рис. IV. 88. График для определения критических температур и критических давлений сложных смесей [IV. 66].

B — среднемольная температура кипения в °R (T° R = 1,8 T° K); W_m — средневесовой молекулярный вес

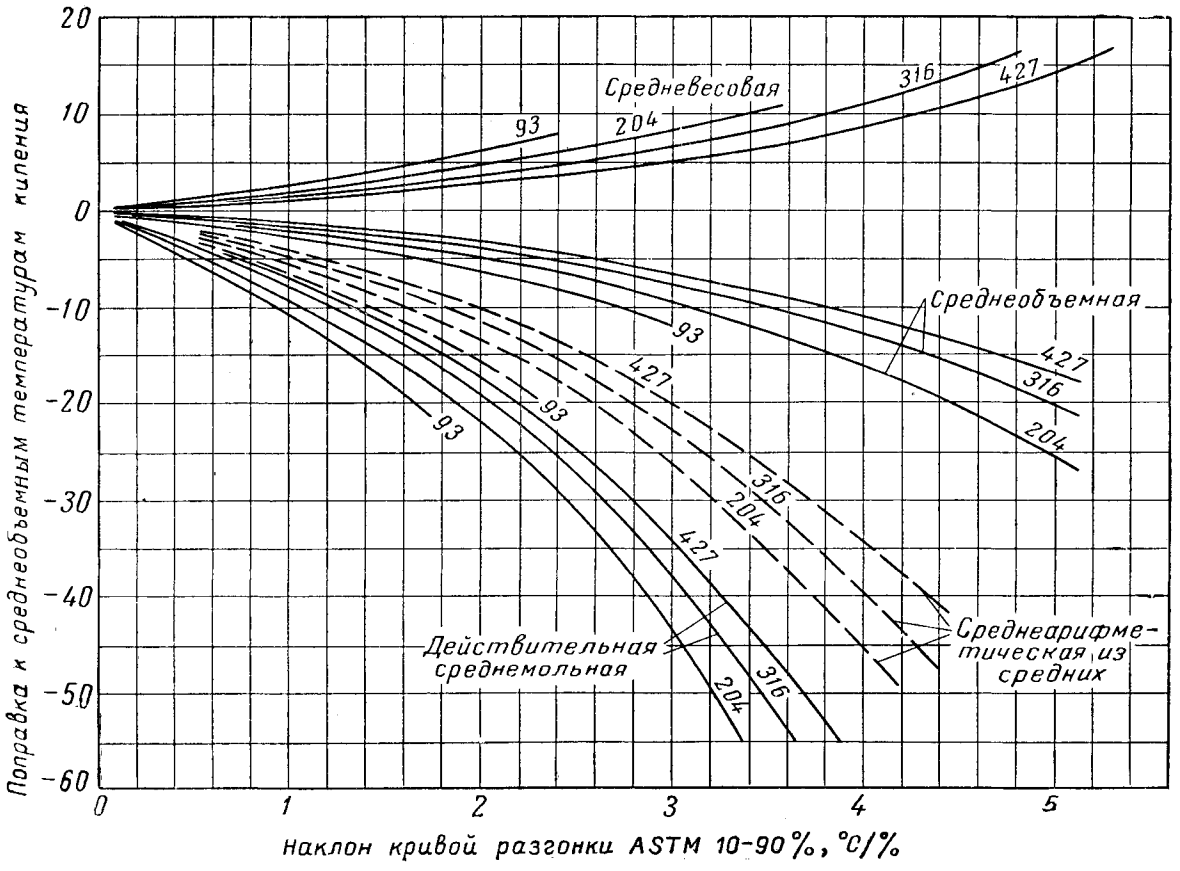


Рис. IV.89. Поправки к среднеобъемным температурам кипения [IV.86; 1. 2].
Цифры на кривых обозначают среднеобъемные температуры кипения в °С.

Для расчета B и W_m продукции скважины известного состава в первую очередь желательно определить эти величины для фракции $C_7H_{16}+$ в газе и жидкости из сепаратора. Можно принять, что фракция $C_7H_{16}+$ для сепараторного газа имеет свойства нормального октана: $\overline{B} = 399°$ К и $W_m = 114$. Для определения $\overline{B}$ и W_m этой же фракции из сепараторной жидкости рекомендуются два метода. Первый метод служит для грубой, но быстрой оценки этих свойств. Для более точных расчетов рекомендуется второй, несколько более сложный и трудоемкий метод. Согласно первому методу предполагается, что $\overline{B}$ приблизительно равно средней арифметической из средних температур кипения и что W_m для фракции $C_7H_{16}+$ существующих в природе смесей может быть определено непосредственно по наклону кривой разгонки и на основании среднего значения характеристического фактора.

Средняя арифметическая из средних температур кипения определяется из диаграммы рис. IV.89: наклон кривой разгонки $10 \div 90\% = 1{,}83°$ С/%, среднеобъемная температура кипения равна 150° С, поправка к среднеобъемной температуре кипения равна —12° С. Средняя арифметическая из средних температур кипения 138° С.

Следовательно, B равняется $138 + 273 = 411°$ К.

Значение W_m, как указано выше, определяется по наклону кривой разгонки и по среднему значению характеристического фактора. Последний может быть найден из рис. IV.36 по известной плотности (0,7805 *г/см*³) и среднекубической температуре кипения. По рис. IV.89

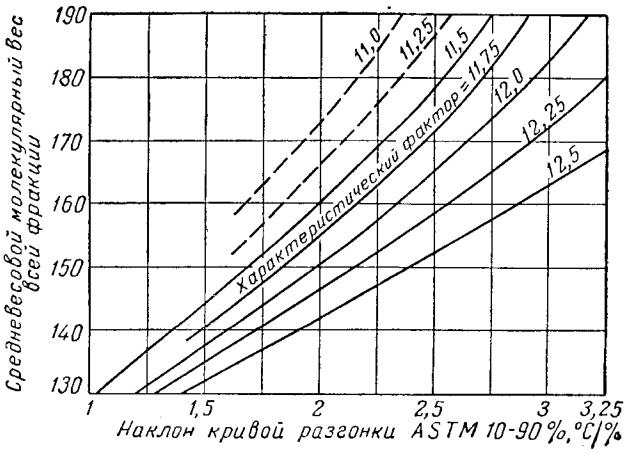


Рис. IV.90. Средневесовой молекулярный вес нефтяных фракций (C_7+) [IV.66].

среднекубическая температура кипения определяется следующим образом.

Средняя объемная температура кипения равна 150° С; поправка к среднеобъемной температуре кипения равна —5° С.

Среднекубическая температура кипения 145° С.

Таблица IV. 20

Расчет среднемольных и средневесовых свойств компонента гептаны + сепараторной жидкости

Фракция	Состав, % мол.	Средняя температура кипения, °С	Средняя температура кипения, °К	Экспериментально измеренная плотность при температуре 15,5° С, *г/см*³	Характеристический фактор	Весовое содержание, *г*	Весовая доля фракции в сепараторной жидкости $\frac{0{,}6939}{78{,}05}$ *г*	Суммарная весовая доля фракции в сепараторной жидкости	Средняя суммарная весовая доля фракции в сепараторной жидкости	Эквивалентный молекулярный вес	Произведение колонок 7 и 11	Действительный молекулярный вес	Частное от деления значений колонки 7 на значения колонки 13	Произведение колонок 4 и 14
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
1	10	85	358	0,7525	11,65	7,425	0,0659	0,3061	0,3390	95	705	90	0,00825	2,96
2	10	96	369	0,7436	11,74	7,436	0,0660	0,3720	0,4050	100	746	96	0,00774	2,85
3	10	104	377	0,7503	11,70	7,503	0,0666	0,4380	0,4713	110	825	100	0,00750	2,83
4	10	117	390	0,7572	11,75	7,572	0,0672	0,5046	0,5382	113	855	107	0,00709	2,77
5	10	131	404	0,7678	11,72	7,678	0,0681	0,5718	0,6058	125	960	114	0,00673	2,72
6	10	145	418	0,7796	11,68	7,796	0,0691	0,6399	0,6744	133	1037	122	0,00639	2,67
7	10	165	438	0,7910	11,69	7,910	0,0702	0,7090	0,7441	245	1148	133,5	0,00594	2,60
8	10	192	465	0,8054	11,70	8,054	0,0715	0,7792	0,8150	162	1303	151	0,00534	2,49
9 (остаток)		(203)*	(480)*	0,8110	(11,70)	(8,340)	(0,0746)	0,8507	0,8896	170	1418	159	0,00525	2,52
10 (остаток)		(221)*	(494)*	0,8220	(11,70)	(8,340)	(0,0746)	(0,9253) (1,0000)	0,9642	190	1581	172	0,00485	2,40
Всего	100					78,05					10578		0,06538	26,81

* Температуры получены экстраполяцией кривой на рис. IV. 92.

$$W_m = \frac{10578}{78{,}05} = 135{,}5, \qquad B = \frac{26{,}81}{0{,}06538} = 411° \text{ K}.$$

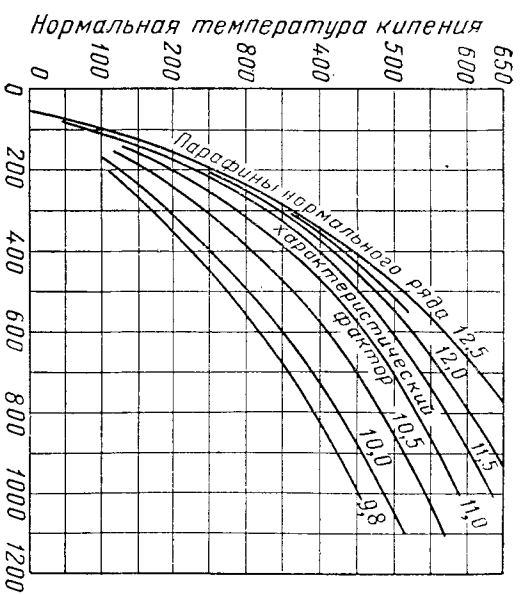


Рис. IV. 91. Эквивалентные молекулярные веса нефтяных фракций и компонентов газа [IV. 66].

Из рис. IV. 36 среднее значение характеристического фактора равно 11,7. На основании этих данных величина W_m может быть определена по диаграмме, представленной на рис. IV. 90, 11а этой диаграмме даны значения W_m в зависимости от наклона кривой разгонки для различных значений характеристического фактора. (Эту диаграмму можно применять только для фракции $C_7H_{16}+$ природного конденсатного газа и легкой сырой нефти и нельзя применять для фракций C_8+, C_9+ и т. д.). Из рис. IV. 90 находим $M_m = 151$.

2. Второй метод расчета является более точным, так как в этом случае тяжелые остатки разбиваются на ряд произвольно выбранных фракций. Свойства каждой фракции определяются и суммируются, что дает в итоге свойства всего остатка в целом. Подобный расчет приводится в табл. IV. 20. В этой таблице в колонках 3 и 4 даны значения средних температур кипения, взятых из кривой разгонки для десяти произвольно выбранных фракций.

Значения характеристического фактора для каждой фракции (колонка 6) взяты из рис. IV. 36 по экспериментально определенным значениям плотности и среднему температурам кипения фракций. Вследствие того, что характеристические факторы почти постоянны и близки к 11,7, это же значение было принято и для девятой и десятой остаточных фракций. Весовое содержание каждой фракции (колонка 7) можно выразить в весовых долях сепараторной жидкости в целом (колонка 8) умножением веса каждой фракции на отношение 0,6939/78,05, т. е. на отношение весовой доли фракции $C_7H_{16}+$ к общему весу этой фракции. В колонке 9 эти весовые доли выражены в виде суммарных весовых долей всей сепараторной жидкости.

Далее строится график зависимости логарифма абсолютной средней температуры кипения (колонка 4) от среднего содержания каждой фракции, выраженного в весовых процентах (колонка 10) (рис. IV. 92). Полученная на рис. IV. 92 вполне прямая линия проходит через все точки и экстраполируется до значения, соответствующего 100%, и средняя температура кипения оставшихся девятой и десятой фракций определяется по этой экстраполированной прямой. Из графика следует, что их значения равны соответственно 475 и 494° К. По

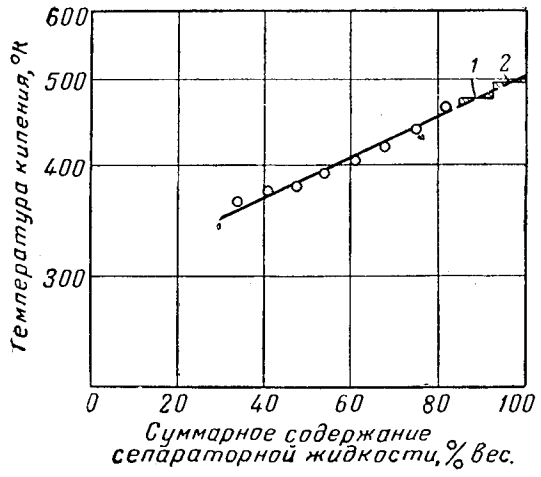


Рис. IV. 92. Кривая разгонки фракций C_7+ сепараторной жидкости (полулогарифмический график) [IV. 66].

1 — остаток № 9; *2* — остаток № 10.

этим значениям определяем плотности, молекулярные веса и эквивалентные молекулярные веса этих фракций.

Эквивалентный молекулярный вес каждой фракции (колонка 11) можно найти из диаграммы рис. IV. 91 по средней температуре кипения и характеристическому фактору данной фракции. Затем вычисляется средневесовой эквивалентный молекулярный вес всего компонента $C_7H_{16}+(A_m)$ путем деления суммы колонки 12 на общий вес компонента (см. колонку 7), $W_m = 135{,}5$. Среднемолярная температура кипения компонента $C_7H_{16}+$ определяется путем деления суммы колонки 15 на сумму колонки 14, $\bar{B} = 411°$ К. II. Определение величин $\bar{B}$ и W_m для продукции скважины данного состава.

Подобно тому, как были определены свойства компонента $C_7H_{16}+$, могут быть вычислены и значения $\bar{B}$ и W_m для всей продукции скважины. Этот расчет приведен в табл. IV. 21.

В колонках 1 и 5 даны значения весовых и молярных долей компонентов продукции скважины. Последние получены из первых с использованием молекулярных весов, приведенных в колонке 4. В колонке 2 представлены значения эквивалентных молекулярных весов углеводородов, включая и значение для компонента $C_7H_{16}+$, вычисленное в табл. IV. 20. Значение W_m для продукции скважины определяется как сумма значений, приведенных в колонке 3, и равно 60,1. Значение $\bar{B}$ определяется как сумма значений колонки 7 и равно 155° К.

3. Определение критического давления и критической температуры из диаграммы рис. IV. 88.

Используя полученные выше значения $W_m = 60{,}1$ и $\bar{B} = 155°$ К по диаграмме рис. IV. 88, определяем критические параметры данной смеси.

Абсолютное критическое давление $p_c = 235$; критическая температура $T_c = 26{,}6°$ С.

Абсолютное критическое давление, определенное по неполным экспериментальным данным для приведенной выше смеси, находятся в пределах 210—224, а критическая температура в пределах 10—24° С.

При применении упрощенной методики соответствие между расчетными и экспериментальными значениями неудовлетворительно для критического давления и вполне удовлетворительно для критической температуры. По упрощенной методике $W_m = 64$, а $\bar{B} = 155°$ К. Этим значениям параметров смеси соответствуют следующие критические условия: абсолютное давление $p_c = 258$, $T_c = 21°$ С.

Для смесей, состоящих из таких компонентов, как метан, этан и т. д., но не содержащих компонента $C_7H_{16}+$, методика расчета значительно упрощается.

Таблица IV. 21

Расчет $\bar{B}$ и W_m для продукции скважины известного состава

Компонент	Весовые доли	Эквивалентный молекулярный вес	Произведение колонок 1 и 2	Действительный молекулярный вес	Мольные доли	Температура кипения, °К	Произведение колонок 5 и 6
	1	2	3	4	5	6	7
CO_2	0,0145	44	0,64	44	0,0095	194	1,8
C_1	0,4106	16,04	6,60	16,04	0,7371	112	82,7
C_2	0,0802	30,1	2,42	30,1	0,0766	184	14,1
C_3	0,0739	44,1	3,26	44,1	0,0482	231	11,1
i-C_4	0,0203	54,5	1,11	58,1	0,0101	262	2,6
n-C_4	0,0421	58,1	2,45	58,1	0,0209	272	5,7
i-C_5	0,0209	69	1,44	72,2	0,0084	301	2,5
n-C_5	0,0226	72,2	1,63	72,2	0,0090	309	2,8
i-$C_6 + n$-C_6	0,0450	85	3,82	86,2	0,0150	366	5,4
C_7 и выше (из сепараторного газа)	0,0155	114	2,23	114	0,0039	398	1,6
C_7 и выше (из сепараторной жидкости)	0,2544	135,5*	34,5	119,5	0,0613	411*	25,2
Всего	1,0000		$W_m = 60{,}1$**		1,0000		$\bar{B} = 155{,}5°$ К*

* Взяты из расчета, приведенного в табл. IV.20.

** При подсчете по упрощенной методике получено $W_m = 64$, $\bar{B} = 155{,}5°$ К.

§ 6. ВЯЗКОСТЬ

При изучении течения углеводородных жидкостей и газов по трубам и в пористых средах или в общем случае при изучении переноса количества движения, наблюдаемого при течении жидкостей и газов, необходимо знать их вязкость. Влияние вязкости на течение жидкостей и газов особенно важно при изучении фильтрации в нефтяных пластах, так как в этом случае течение преимущественно является ламинарным и перепад давления пропорционален вязкости. При ламинарном течении вязкость определяется из соотношения

$$\tau = \frac{\eta}{g_c}\frac{dU}{dy}, \qquad \text{(IV. 47)}$$

где η — коэффициент вязкости или абсолютная вязкость в *г/см · сек*; τ — напряжение сдвига на единицу площади в плоскости, параллельной направлению движения, в *Г/см²*; $\frac{dU}{dy}$ — градиент скорости в плоскости, перпендикулярной к плоскости сдвига, в *см/сек · см*; g_c — пересчетный коэффициент $(см^2/Г) \times (см/сек^2)$.

Впервые понятие вязкости было постулировано Ньютоном, а позднее проверено экспериментально Пуазейлем для течения жидкостей по капиллярам [IV. 123].

За единицу абсолютной вязкости принят пуаз (*пз*), имеющий размерность *г/см · сек*. Единица, в сто раз меньшая пуаза, — сантипуаз, в тысячу раз меньшая — миллипуаз, в миллион раз меньшая — микропуаз. Вода при температуре 20° С имеет вязкость 1,0 *спз*.

Кинематическая вязкость численно равна отношению абсолютной вязкости жидкости к ее плотности:

$$\nu = \frac{\eta}{\rho} = \frac{спз}{г/см^3} = сст. \qquad \text{(IV. 48)}$$

По вязкости жидкостей, текущих по капиллярным каналам под действием гидростатического давления, можно определить кинематическую вязкость [IV. 2].

Для определения вязкости часто применяют вискозиметр с катящимся шариком (шариковый вискозиметр), принцип действия которого состоит в том, что скорость перемещения шарика в наклонной трубке определяется скоростью перетекания жидкости через зазор между шариком и внутренней стенкой трубки (рис. IV. 93). Как показано Комингсом, Майлендом и Эйгли (Comings, Mayland and Egly) [IV. 108], вязкость веществ, имеющих малую плотность, измеренная шариковыми вискозиметрами, вследствие турбулизации потока в зазоре между шариком и стенкой трубки получается неточной. Для определения вязкости газов предпочтительнее применять вискозиметр Ренкина (рис. IV. 94), в котором течение газа через капилляр происходит при малом перепаде давления. Стеклянный вискозиметр помещают в сосуд высокого давления, что позволяет измерять вяз-

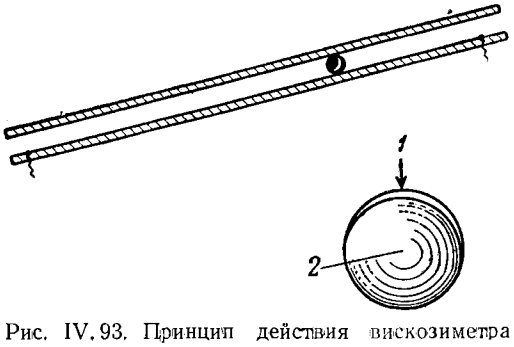


Рис. IV. 93. Принцип действия вискозиметра с катящимся шариком.
1 — стенка трубки; *2* — шарик.

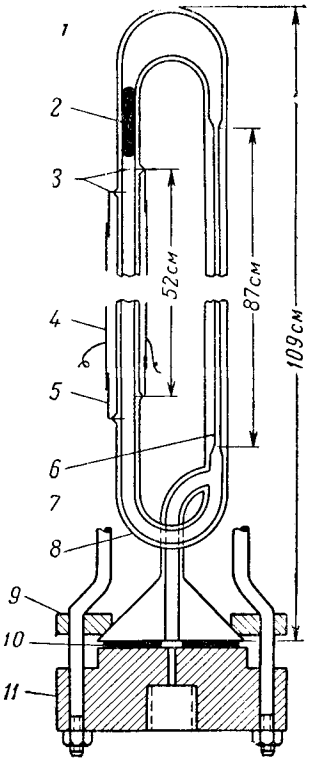


Рис. IV. 94. Вискозиметр Ренкина [IV. 108].
1 — верхняя точка *A*; *2* — ртуть; *3* — вольфрамовые контакты; *4* — медные проводники; *5* — никелевая проволока; *6* — капилляр; *7* — нижняя точка *B*; *8* — стекло; *9* — алюминиевое кольцо; *10* — прокладка из сырой резины; *11* — стальная станина.

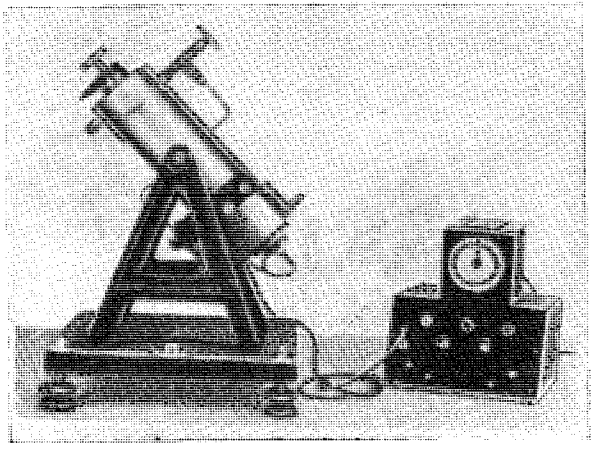


Рис. IV. 95. Общий вид вискозиметра с катящимся шариком.

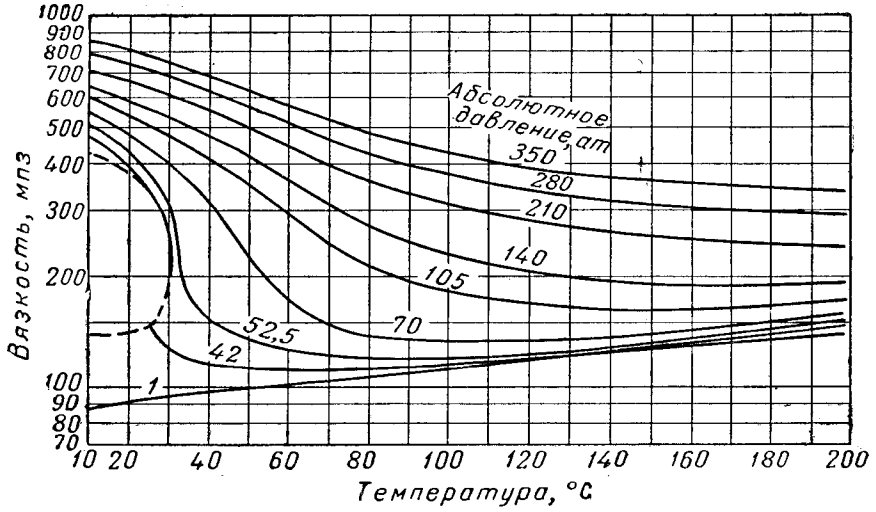


Рис. IV. 96. Вязкость этана [IV. 130].

кость газов при давлениях, отличных от атмосферного. Шариковый вискозиметр (рис. IV. 95) широко применяют для измерения вязкости жидкостей при высоких давлениях, например вязкости жидкостей глубинных проб [IV. 112].

На рис. IV. 96 показано изменение вязкости этана в зависимости от изменения давления и температуры. При атмосферном давлении вязкость газообразного этана при увеличении температуры увеличивается. С другой стороны, вязкость этана в жидкой фазе при увеличении температуры уменьшается. При критической температуре свойства жидкой и паровой фаз становятся идентичными. При высоких давлениях увеличение температуры приводит к уменьшению вязкости газов, в том числе и при температурах, значительно превышающих критическую. В отличие от жидкостей, чем больше молекулярный вес пара, тем меньше его вязкость при атмосферном давлении. Увеличение размеров молекул газа приводит к уменьшению напряжения сдвига между слоями газа при его движении.

В табл. IV. 22 приведена литература по исследованию вязкости некоторых индивидуальных газов при атмосферном давлении. Данные этих исследований и значения вязкостей, рассчитанные по методу Хиршфельдера, Бирда и Спотца (Hirschfelder, Bird and Spotz) [IV. 39], легли в основу построения графика, изображенного на рис. IV. 97.

Следует отметить, что кривая для вязкости изобутана расположена несколько выше кривой для *н*-бутана во всем диапазоне исследованных температур, хотя экспериментальные данные Тайтенца (Titani) [IV. 132] показывают, что при температуре, превышающей 100° С, их вязкости должны быть одинаковыми. Более поздние исследования показали, что вязкость углеводородов нормального парафинового ряда при температурах от 10 до 200° С несколько ниже (до 5%) вязкости их изомеров [IV. 136] в пределе температур, приведенных на рис. IV. 97. Малое отличие значений вязкости *н*-парафинов и их изомеров подтверждает положение о том, что «молекулы углеводородов нормального парафинового ряда, по-видимому, в среднем сильно скручены в газовой фазе» [IV. 136].

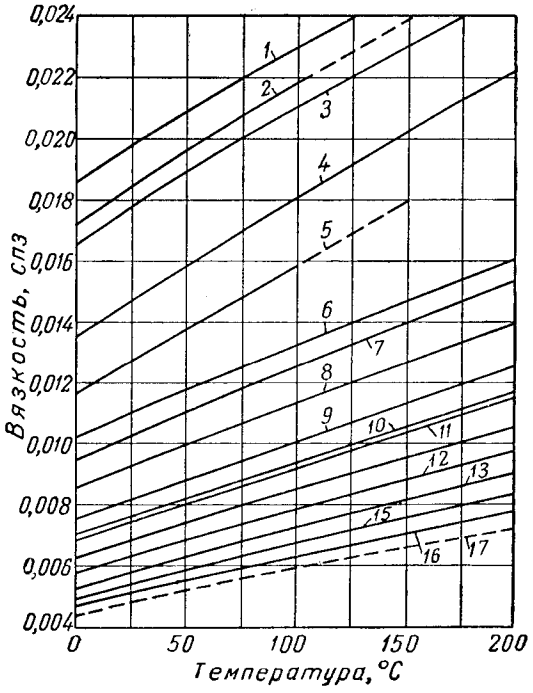
Рис. IV. 97. Вязкость газов при атмосферном давлении [IV. 106].

1 — гелий; *2* — воздух; *3* — азот; *4* — углекислый газ; *5* — сероводород; *6* — метан; *7* — этилен; *8* — этан; *9* — пропан; *10* — изобутан; *11* — н-бутан; *12* — н-пентан; *13* — *н*-гексан; *14* — *н*-гептан, *15* — *н*-октан; *16* — *н*-нонан; *17* — *н*-декан.

Таблица IV. 22

Экспериментальные исследования вязкости индивидуальных газов при атмосферном давлении

Газ	Литература	Газ	Литература
Гелий	IV.121	Пропан	IV.132
Воздух	IV.114	Изобутан	IV.132
Азот	IV.114	*н*-Бутан	IV.132
Углекислый газ	IV.114	*н*-Пентан	IV.132
Сероводород	IV.124	*н*-Гексан	IV.132
Метан	IV.133	*н*-Гептан	IV.116а
Этилен	IV.135	*н*-Октан	IV.116а
Этан	IV.133	*н*-Нонан	IV.116а
Пропан	IV.134		



1. ВЯЗКОСТЬ ГАЗОВ ПРИ АТМОСФЕРНОМ ДАВЛЕНИИ

В свое время Бичер и Катц (Bicher and Katz) [IV. 101] представили данные вязкости газообразных углеводородов парафинового ряда при атмосферном давлении в зависимости от их молекулярного веса. Эти данные, несколько уточненные Карром, Кобаяси и Барроусом (Corr, Kobayashi and Burrows), изображены на рис. IV. 98.

Методы определения вязкости газовых смесей при атмосферном давлении, применимые и для смесей газообразных углеводородов, были даны Бичером и Катцем (Bicher and Katz) [IV. 101], Хернингом и Ципперером (Herning and Zipperer) [IV. 111] и Хиршфельдером (Hirschfelder) с соавторами [IV. 39]. Последний метод основан на теоретической работе Чепмена и Коулинга (Chapman and Cowling) [IV. 24]. Расчеты по этой методике сложны и мало пригодны для практических расчетов вязкости смесей. Бромли и Уилк (Bromley and Wilke) [IV. 103] упростили методику расчета, предложенную Хиршфельдером (Hirschfelder) и соавторами, и дали графики и номограммы для определения вязкости смесей газов.

Херниг и Циппер (Herning and Zipperer) [IV. 111] предложили следующее выражение для вычисления вязкости смеси газообразных компонентов:

$$\eta_{см} = \frac{\sum_{i=1}^{n} \eta_i x_i \sqrt{M_i}}{\sum_{i=1}^{n} x_i \sqrt{M_i}}, \qquad \text{(IV. 49)}$$

где $\eta_{см}$ — вязкость смеси; η_i — вязкость компонента i; x_i — молярная доля компонента i; M_i — молярный вес компонента i.

Формула [IV. 49] позволяет просто и достаточно точно рассчитывать вязкость смеси природных газов, если известен состав этой смеси. Применимость формулы [IV. 49] для расчета вязкости бинарных и сложных смесей газов была подтверждена работами Карра (Carr) [IV. 104, IV. 105] и Карра, Барроуса и Кобаяси (Carr, Barrows and Kabayashi) [IV. 106].

На рис. IV. 98 приведен график для определения вязкости смеси, состоящей преимущественно из углеводородных газов. Этот график дает возможность быстро получить достаточно точное значение вязкости газов при атмосферных условиях и данной температуре по их удельному весу.

На рис. IV. 98 даны также поправочные коэффициенты для уточнения значений вязкости углеводородных газов, содержащих небольшое количество сероводорода, азота и углекислого газа. Присутствие каждого из этих неуглеводородных компонентов приводит к увеличению вязкости смесей газообразных углеводородов.

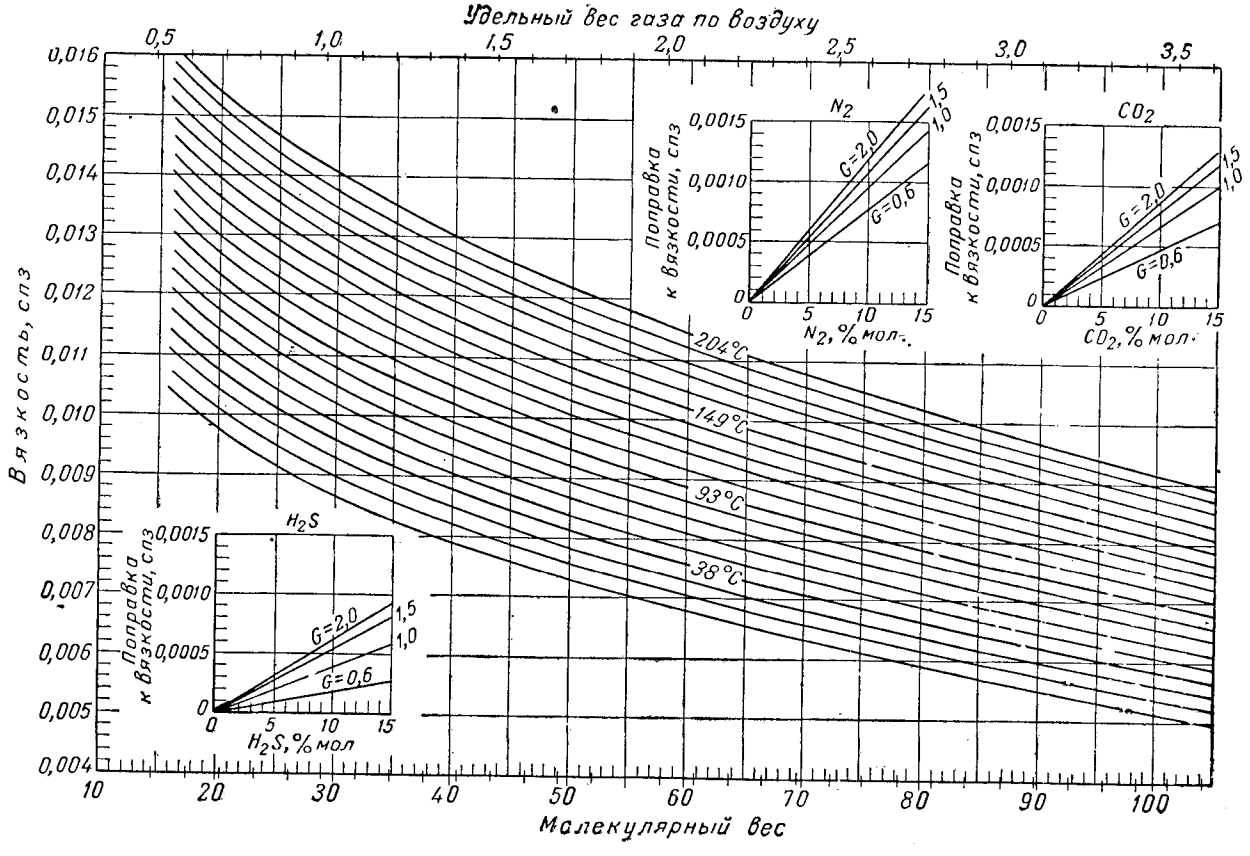


Рис. IV. 98. Вязкость газов при атмосферном давлении [IV. 106].

2. ВЯЗКОСТЬ ГАЗОВ ПРИ ПОВЫШЕННЫХ ДАВЛЕНИЯХ

В табл. IV. 23 приведена литература по исследованию вязкости газов при высоких давлениях.

Таблица IV. 23

Экспериментальные исследования вязкости газов при высоких давлениях

Газ	Метод исследования	Литература
Азот	Капиллярный	IV.102
	»	IV.117*
Углекислый газ	»	IV.122*
	Свободное падение	IV.131*
	То же	IV.129
	Вращение диска	IV.118
	Капиллярный	IV.108*
Метан	Шариковый	IV.127
	»	IV.100
	Капиллярный	IV.108*
	»	IV.105*
Этилен	Вращение диска	IV.116
	Капиллярный	IV.108*
Этан	Шариковый	IV.130
Пропан	»	IV.128
	»	IV.130
	»	IV.100
	Капиллярный	IV.108*
Изобутан	Шариковый	IV.126
н-бутан	»	IV.126
Метан — пропан	»	IV.100
Природный газ	»	IV.127
Природный газ с большим содержанием CO_2	Капиллярный	IV.105*
Природный газ с низким содержанием этана	»	IV.105*
Природный газ с высоким содержанием этана	»	IV.105*

Продолжение таб. VI. 23

* Данные использованы для построения обобщенных диаграмм на рис. IV. 102, IV. 103.

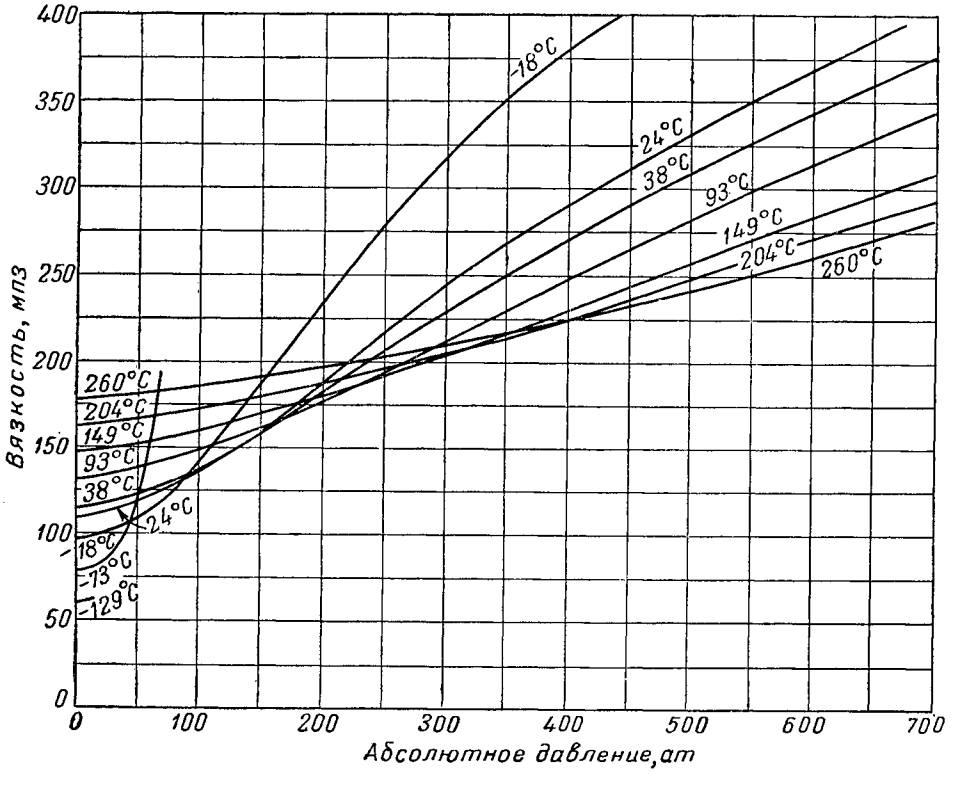
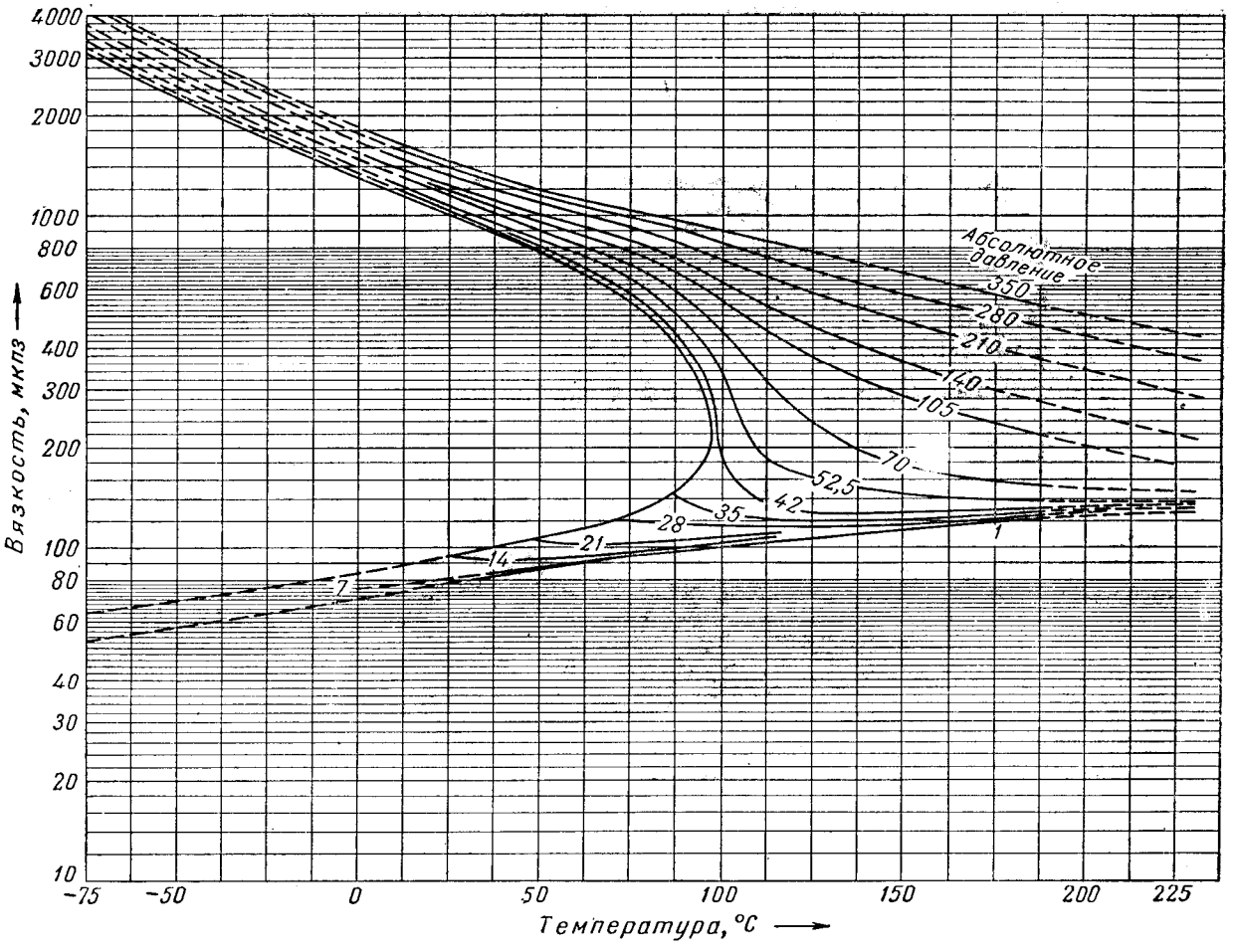


Рис. IV. 99. Вязкость метана.



Абсолютное давление в ат

Рис. IV. 100. Вязкость пропана.

В работах Комингса, Мейланда, Эйгли (Commings, Mayland and Egly) [IV. 107, IV. 108] и Карра (Carr) [IV. 104, IV. 105а] показано, что шариковый вискозиметр дает завышение вязкости примерно на 30%. По всем имеющимся данным с предпочтением тех, которые были получены на вискозиметре Ренкина, была дана зависимость вязкости метана (рис. IV. 99) и пропана (рис. IV. 100) от давления и температуры. На рис. IV. 101 представлены такие же данные Комингса, Мейланда и Эйгли (Egly) для этилена [IV. 108].

Еще в 1894 г. Оннес и Хаас (Onnes and de Haas) [IV. 120, IV. 121] указывали, что при соответствующих состояниях между вязкостями гомологов одного и того же ряда может быть установлено определенное соотношение. Впоследствии была сформулирована теорема соответственных состояний, примененная рядом авторов при обобщении данных о вязкости неполярных газов [IV. 130, IV. 108, IV. 106, IV. 100, IV. 107, IV. 137]. Ниже рассматривается только одно из таких обобщений.

На рис. IV. 102 и IV. 103 приводится диаграмма Карра [IV. 104, IV. 105], построенная на основании данных Комингса, Мейланда и Эйгли [IV. 108] для индивидуальных неполярных газов. Карр с соавторами распространил корреляцию Комингса с соавторами для условий более высокого давления и для сложных смесей неполярных газов [IV. 104, IV. 105, IV. 105а]. Отношение вязкости при высоком давлении к вязкости при атмосферном давлении η/η_1 выражается как функция приведенного давления p_r и приведенной температуры T.

Здесь

$$T_r = \frac{\text{температура, °K}}{\text{критическая температура, °K}};$$

$$p_r = \frac{\text{абсолютное давление}}{\text{абсолютное критическое давление}};$$

η — вязкость газа при приведенной температуре T_r и приведенном давлении p_r;

η_1 — вязкость газа при температуре T_r и атмосферном давлении.

Для смесей газов необходимо пользоваться псевдокритическими давлениями и температурами, которые находятся из диаграммы на рис. IV. 22 по удельному весу смеси.

Уйехара и Ватсон [IV. 137] определяют приведенную вязкость $\eta_r = \eta/\eta_c$ графически, причем в качестве переменных величин взяты приведенное давление и приве-

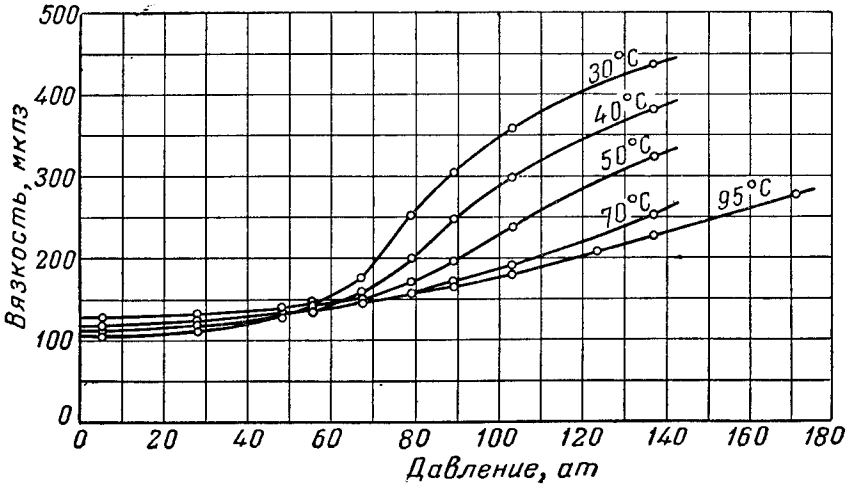


Рис. IV. 101. Вязкость этилена [IV. 108].

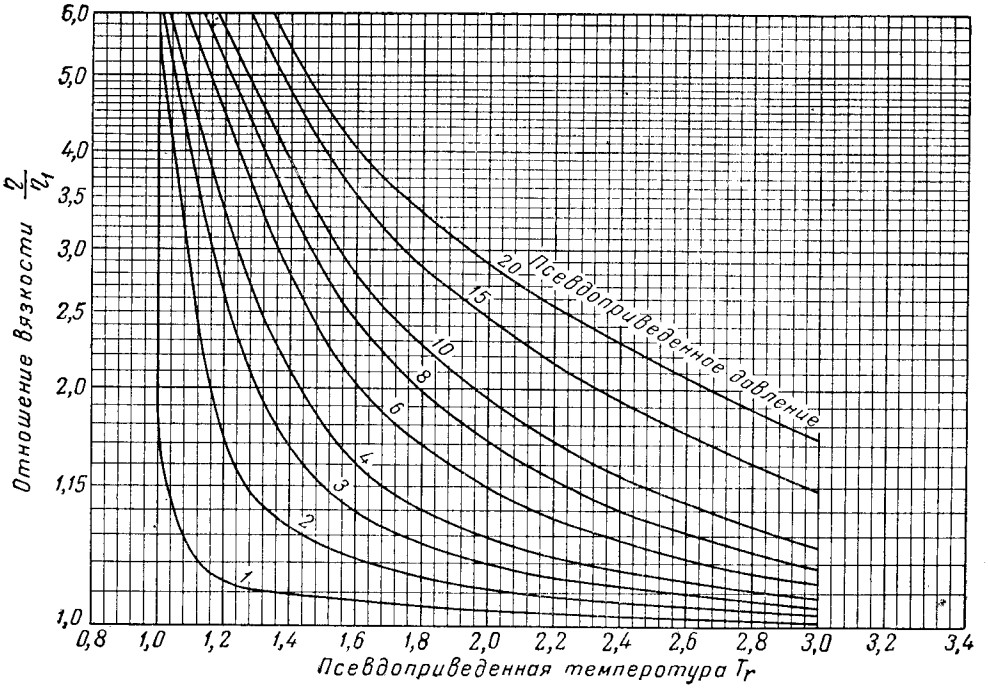


Рис. IV. 102. Зависимость отношения вязкостей от приведенных температур [IV. 106].

денная температура. Предлагается метод для определения критической вязкости η_c индивидуальных компонентов, а также рекомендуется способ определения η_c для смеси газов.

Гранберг и Ниссам [IV. 110] предложили аналогичный метод специально для определения вязкостей чистых веществ в критической области. Смит и Браун [IV. 130], а также Бичер и Катц [IV. 100] представили абсолютную вязкость в виде функции приведенного давления, приведенной температуры и молекулярного веса.

Отношение вязкостей η/η_1 успешно рассчитывается применением уравнения состояния Битти — Бриджмена [IV. 7] и уравнения состояния Бенедикта—Вебба—Рабина [IV. 10] к аналогии «кинетического давления» [IV. 102, IV. 104]. Эта аналогия утверждает, что

$$\frac{\eta}{\eta_1} = \frac{p_к}{p_i}, \qquad \text{(IV. 50)}$$

где $p_к$ — кинетическое давление или скорость переноса количества движения через единицу площади воображаемой поверхности внутри газа; p_i — давление идеального газа, соответствующее объему идеального газа.

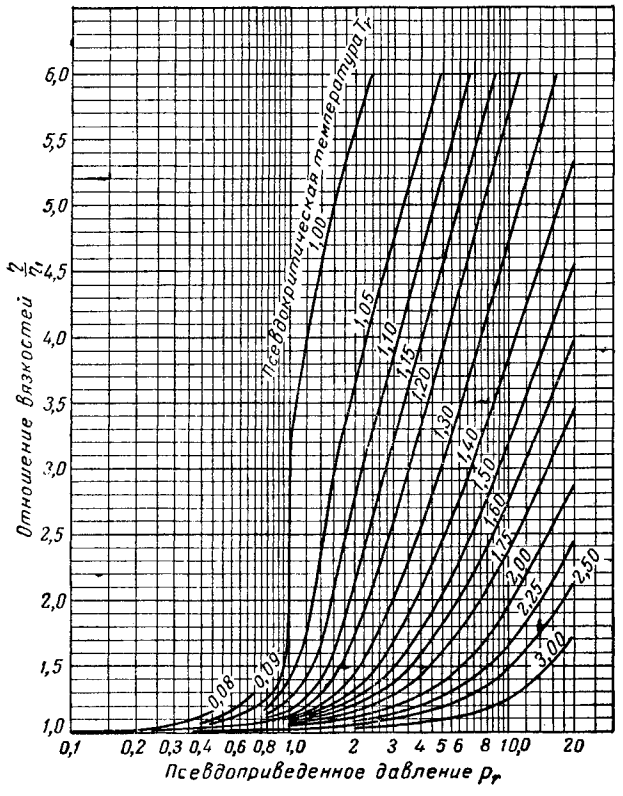


Рис. IV. 103. Зависимость отношения вязкостей от приведенных давлений [IV. 106].

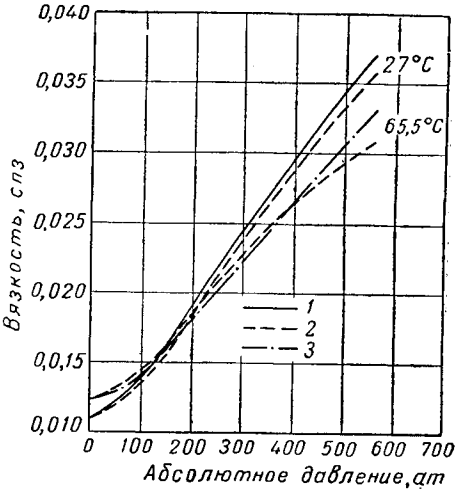


Рис. IV. 104. Сравнение экспериментальных значений вязкости метана со значениями, рассчитанными на основании кинетической теории.

1 — экспериментальные; *2* — по аналогии с кинетическим давлением; *3* — из рис. IV. 102 и IV. 103.

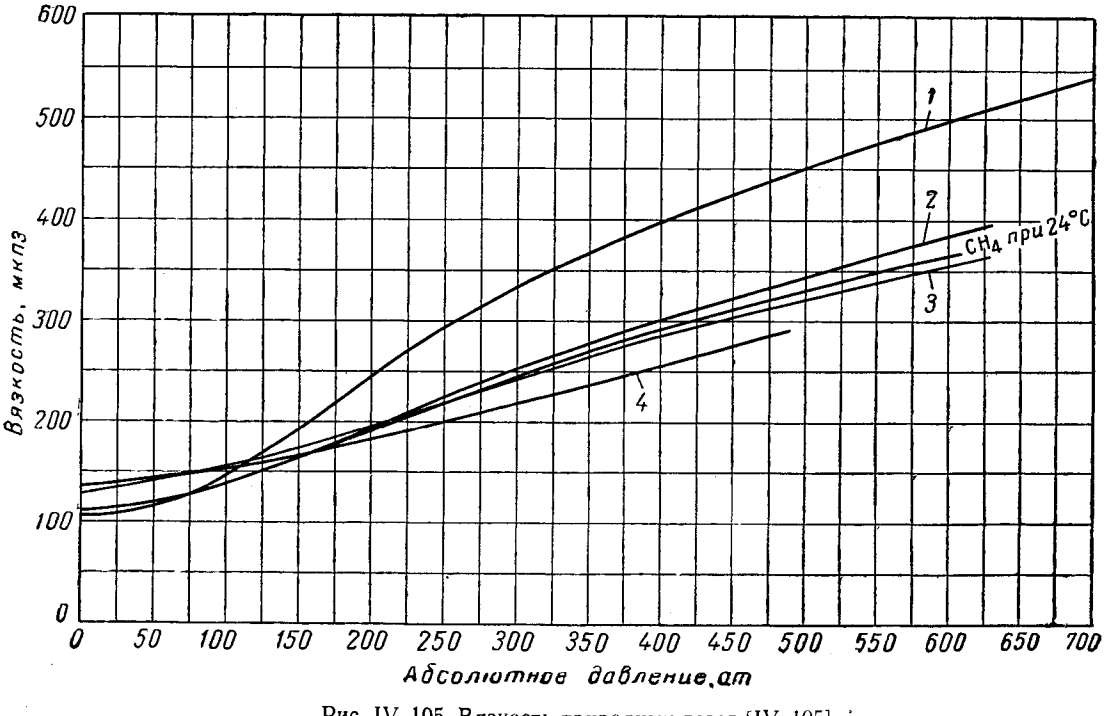


Рис. IV. 105. Вязкость природных газов [IV. 105].

1 — газ *G* при 26° С; *2* — газ *J* при 29,5° С; *3* — газ *H* при 65,5° С; *4* — газ *J* при 104,5° С.

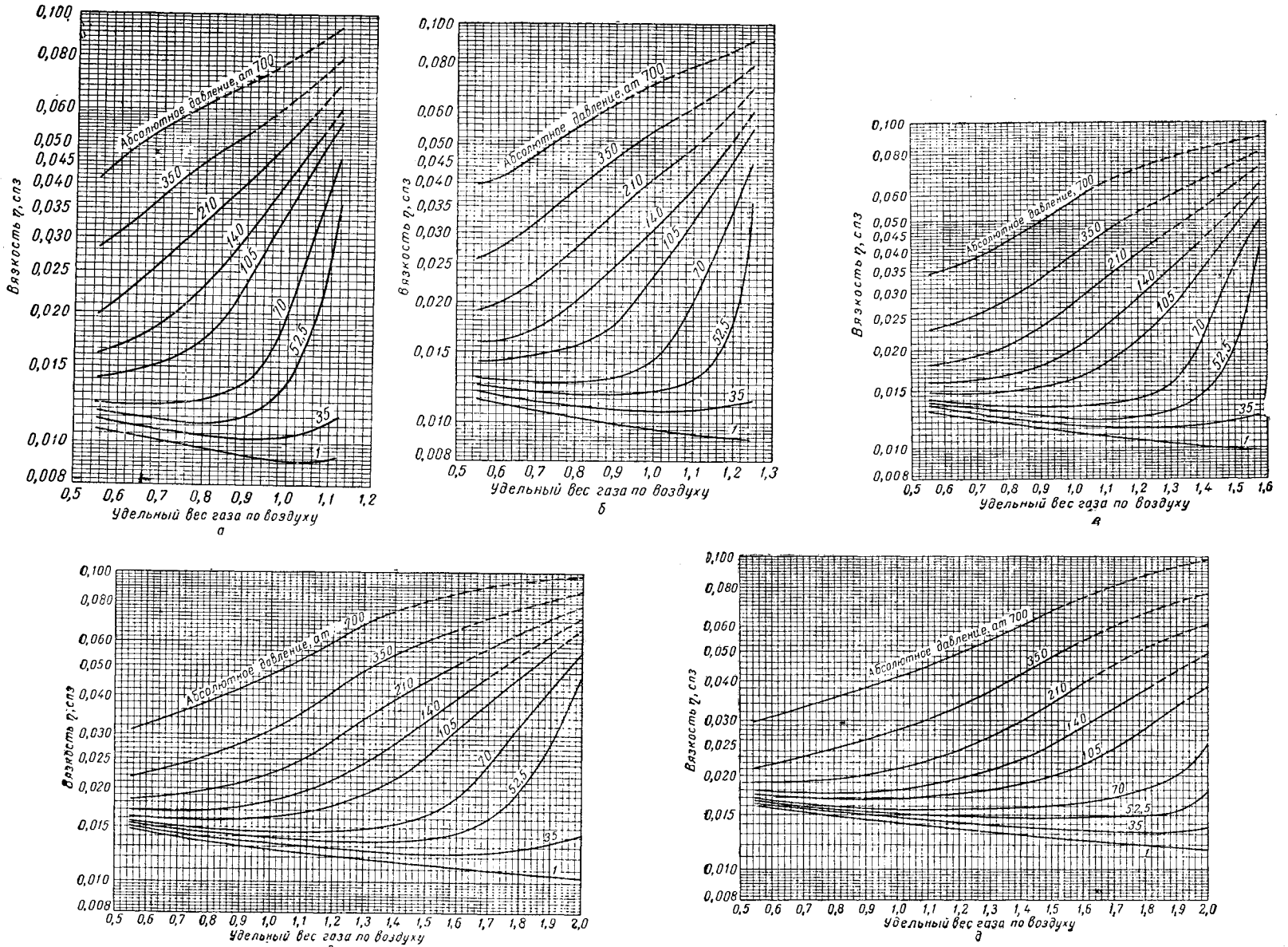


Рис. IV. 106. Вязкость природных газов.

а — при 15,5° С; *б* — при 37,8° С; *в* — при 93,3° С; *г* — при 149° С; *д* — при 204,5° С.

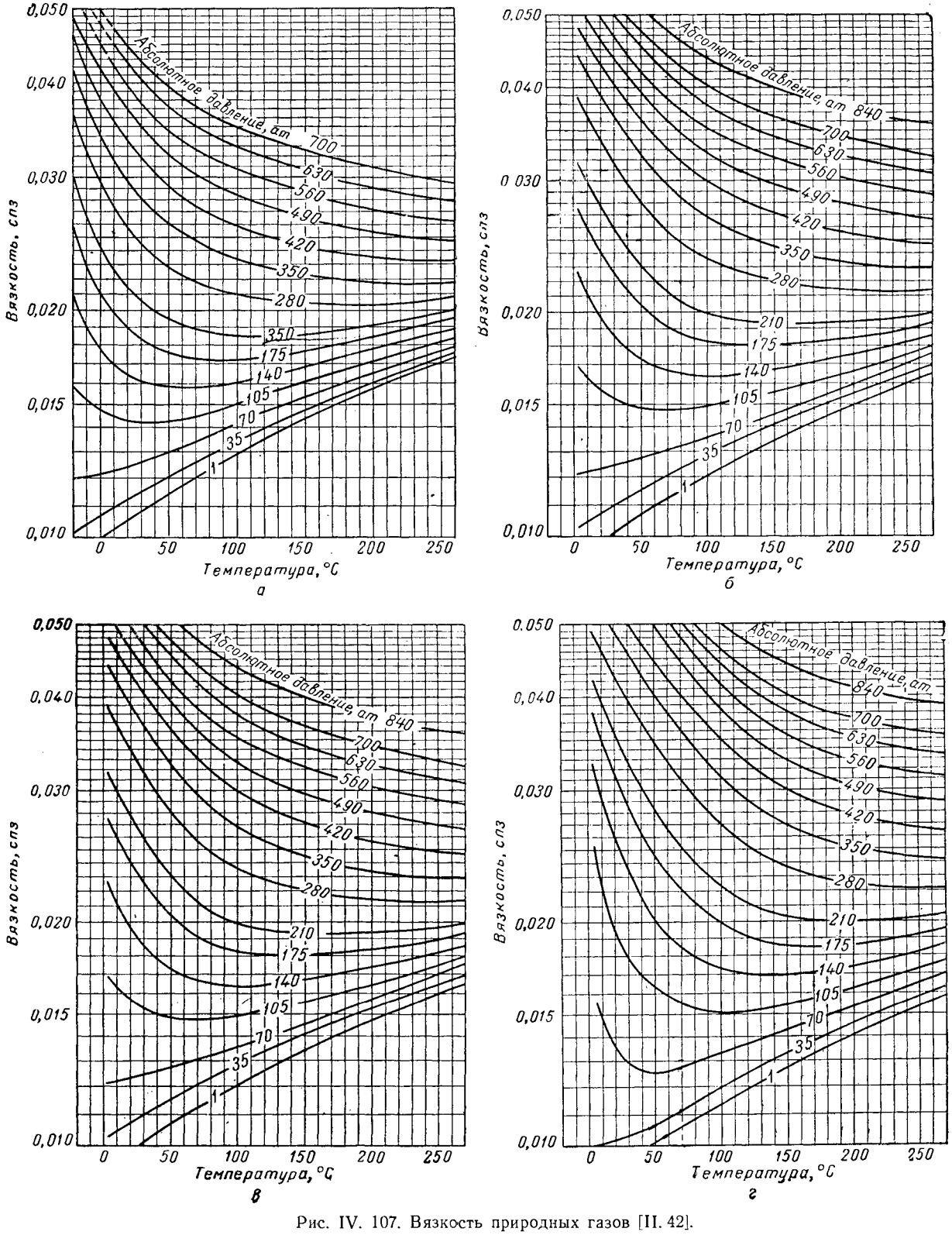


Рис. IV. 107. Вязкость природных газов [II. 42].

а — удельный вес 0.6; *б* — удельный вес 0,7; *в* — удельный вес 0,8; *г* — удельный вес 1.
6 — 420; *7* — 350; *8* — 280; *9* — 210; *10* — 175; *11* — 140; *12* — 105; *13* — 70; *14* — 35; *15* — 1.

На рис. IV. 104 сравниваются экспериментальные значения вязкостей со значениями, рассчитанными по уравнению (IV. 50), в котором величина $p_к$ определялась из уравнения состояния Бенедикта — Вебба — Рубина.

На рис. IV. 105 даны значения вязкости трех природных газов при абсолютном давлении до 700 *ат* и двух температурах, полученные Карром (Carr) [IV. 105]. Состав этих газов приведен в табл. IV. 24.

Таблица IV. 24

Состав природных газов, данные вязкости которых приведены на рис. IV. 105

Природный газ *G*		Природный газ *H*		Природный газ *J*	
компонент	% мол.	компонент	% мол.	компонент	% мол.
Метан . . .	73,5	Метан . . .	73,1	Метан .	95,6
Этан . . .	25,7	Этан . . .	6,1	Этан .	3,6
Азот . . .	0,6	Азот . . .	15,8	Азот .	0,3
Пропан . .	0,2	Пропан . .	3,4	Пропан	0,5
		Гелий . . .	0,8		
		н-Бутан . .	0,6		
		Изобутан .	0,2		

На рис. IV. 106 приведены значения вязкости природных газов при температурах 15,5, 38, 93, 149 и 204° С в зависимости от их удельного веса. Зависимость вязкости газов удельного веса 0,6, 0,7, 0,8 и 1 от температуры и давления представлена на рис. IV. 107. Графики (рис. IV. 106 и IV. 107) построены на основании данных, приведенных на рис. IV. 102 и IV. 103, и могут быть использованы для определения вязкости смесей по удельным весам смесей газов, определяемым из рис. IV. 22.

Для газов, содержащих некоторое количество азота, углекислого газа или сероводорода, псевдокритические условия могут рассчитываться по составу газа. Далее, используя эти псевдокритические значения по рис. IV. 102 и IV. 103, можно определить вязкость. Если известен удельный вес газа и содержание неуглеводородного компонента, то по рис. IV. 108 [IV. 106] можно найти поправки к псевдокритическим температуре и давлению, определенным по рис. IV. 22, а затем воспользоваться графиками рис. IV. 102 или IV. 103 для определения вязкости газа.

Пример

Требуется определить вязкость природного газа удельного веса 0,702 при температуре 90° С и абсолютном давлении, равном 127.

Решение

Определяем псевдокритические параметры. Из рис. IV. 22 и далее находим следующие параметры.

Псевдоприведенное давление при абсолютном значении p_c, равном

$$p_c = \frac{127}{47} = 2{,}72.$$

Псевдоприведенная температура при T_c, равном 217° К,

$$T_r = \frac{90 + 273}{217} = 1{,}68.$$

Из рис. IV. 103 для полученных значений p_r и T_r находим $\eta/\eta_1 = 1{,}28$.

Из рис. IV. 97 для газа удельного веса 0,702 определяем, что $\eta_a = 0{,}0122$ *спз*.

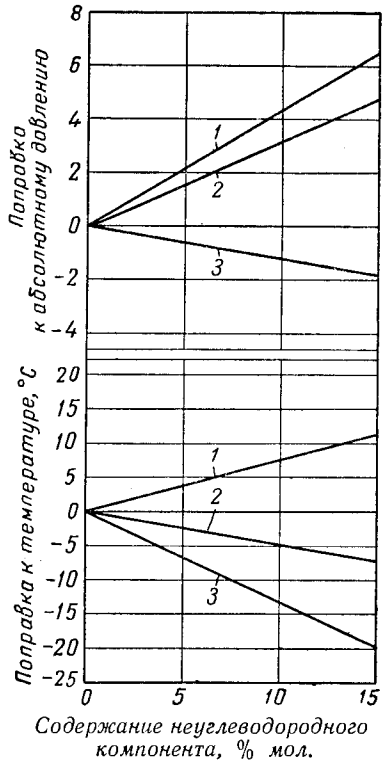


Рис. IV. 108. Поправки к псевдокритическим давлениям и температурам, определяемым по рис. IV. 22, для газов, содержащих N_2, CO_2 и H_2S.

1 — сероводород; *2* — углекислый газ; *3* — азот.

При температуре 90° С и абсолютном давлении, равном 127,

$$\eta_1 = 0{,}0122 \times 1{,}28 = 0{,}0156 \text{ спз}.$$

Из графика на рис. IV. 107 для газа удельного веса 0,7 непосредственно находим вязкость, равную 0,0155 *спз*.

Из рис. IV. 106:

при температуре 93° С и абсолютном давлении, равном 127, $\eta_1 = 0{,}0157$;

при температуре 38° С и абсолютном давлении, равном 127, $\eta = 0{,}0163$.

Путем интерполяции находим, что при температуре 90° С и абсолютном давлении, равном 127, вязкость газа составляет 0,0158 *спз*.

3. ВЯЗКОСТЬ ЖИДКОСТЕЙ

Вязкость жидкостей с ростом температуры уменьшается, а с ростом давления, наоборот, увеличивается. На рис. IV. 109 представлены значения вязкости индивидуальных соединений, определенные Американским нефтяным институтом [I. 15]. Хокотт и Бакли (Hocott and Buckley) [IV. 112] измеряли вязкость нефтей, содержащих растворенный газ (рис. IV. 110). Состав насыщенных нефтей, взятых ими для исследований, приведен в табл. IV. 25. Седж, Леси [IV. 125; IV. 126; IV. 128] и другие авторы [IV. 138а] исследовали вязкость жидкостей при различных давлениях.

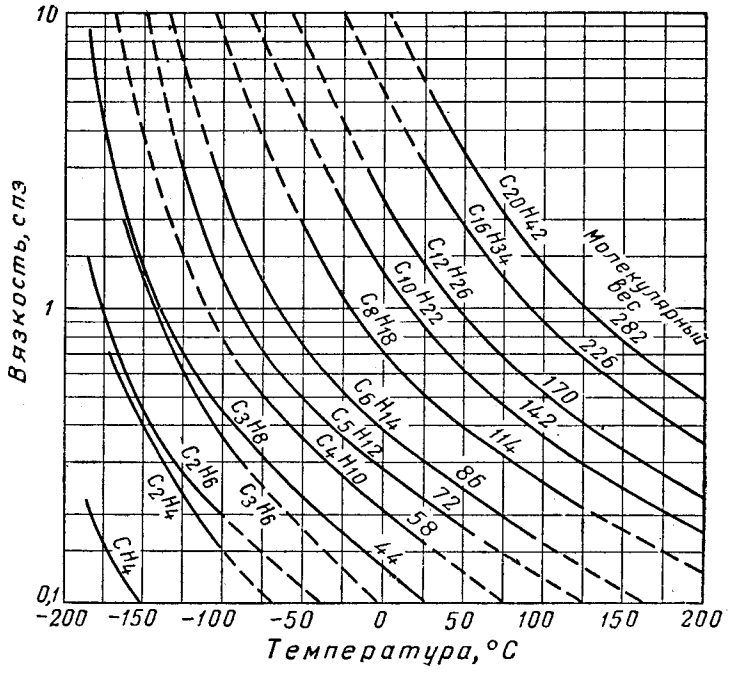


Рис. IV. 109. Вязкость жидких углеводородов [I. 15].

Бил (Beal) обобщил данные о вязкости различных нефтей. На рис. IV. 111 представлена зависимость вязкости разгазированных нефтей от удельного веса, а на рис. IV. 112 показано влияние на вязкость пластовой нефти растворенного в ней газа.

На рис. IV. 113 показано повышение вязкости для жидкости постоянного состава на каждые 70 *ат* увеличения давления.

Иногда вязкость нефтей выражают в секундах Сейболта при данной температуре. В табл. IV. 26 [IV. 2] приведены значения вязкости по Сейболту и соответствующие им значения кинематической вязкости в сантистоксах. Кинематическая вязкость, выраженная в сантистоксах, деленная на плотность жидкости (*г/см*³), дает вязкость, выраженную в сантипуазах.

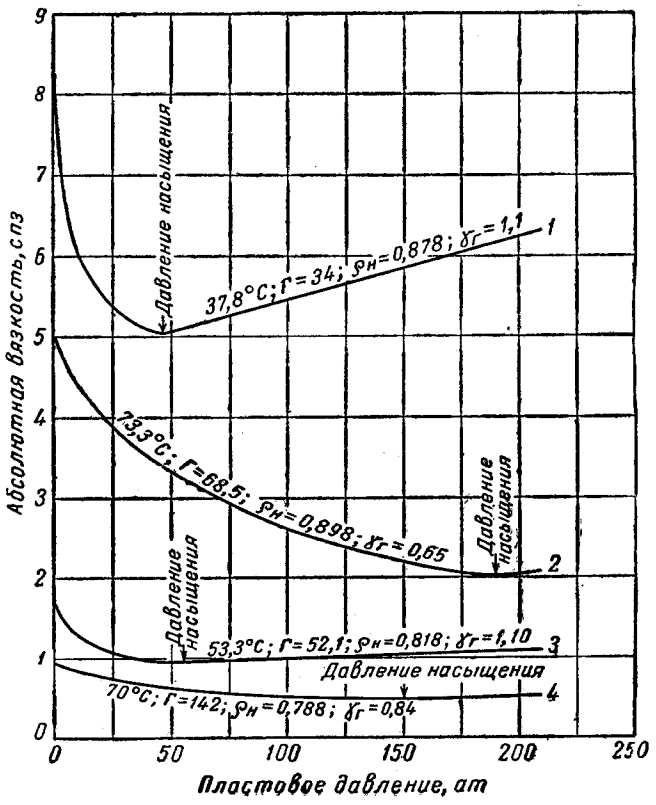


Рис. IV. 110. Вязкость глубинных проб нефти [IV. 112, IV. 99].

Г — газовый фактор *м*³/*м*³; $\rho_н$ — плотность нефти в *г/см*³; $\gamma_г$ — удельный вес газа. *1* — пермские отложения (Западный Техас); *2* — песчаник Фрио (Глоф Кост); *3* — Пало Пинто (известняк, Северный Техас); *4* — песчаник Фрио (Юго-Западный Техас).

Состав пластовых нефтей

Компонент	Нефть D			Нефть C			Нефть B			Нефть A		
	весовые %	удельный вес	молекулярный вес	весовые %	удельный вес	молекулярный вес	весовые %	удельный вес	молекулярный вес	весовые %	удельный вес	молекулярный вес
Метан	7,93	—	—	1,50	—	—	4,38	—	—	0,83		
Этан	1,65	—	—	0,93	—	—	1,05	—	—	1,41		
Пропан	1,80	—	—	3,42	—	—	0,35	—	—	0,71		
Изобутан	0,84	—	—	0,83	—	—	0,11	—	—	0,42		
н-Бутан	1,42	—	—	3,51	—	—	—	—	—	0,97		
Изопентан	1,07	—	—	1,40	—	—	0,05	—	—	1,17		
н-пентан	1,23	—	—	2,24	—	—	—	—	—	0,28		
Гексаны	3,64	—	—	4,02	—	—	0,34	—	—	1,64		
Более тяжелые фракции	80,42	0,8076	147	82,15	0,8418	215	93,72	0,8974	250	92,57	0,8896	229
	100,00			100,00			100,00			100,00		
	Вязкость нефти при атмосферном давлении и 70° С равна 0,950 *спз*			Вязкость нефти при атмосферном давлении и температуре 53° С равна 1,84 *спз*			Вязкость нефти при атмосферном давлении и температуре 73° С равна 5,4 *спз*			Вязкость нефти при атмосферном давлении и температуре 38° С равна 8,25 *спз*		

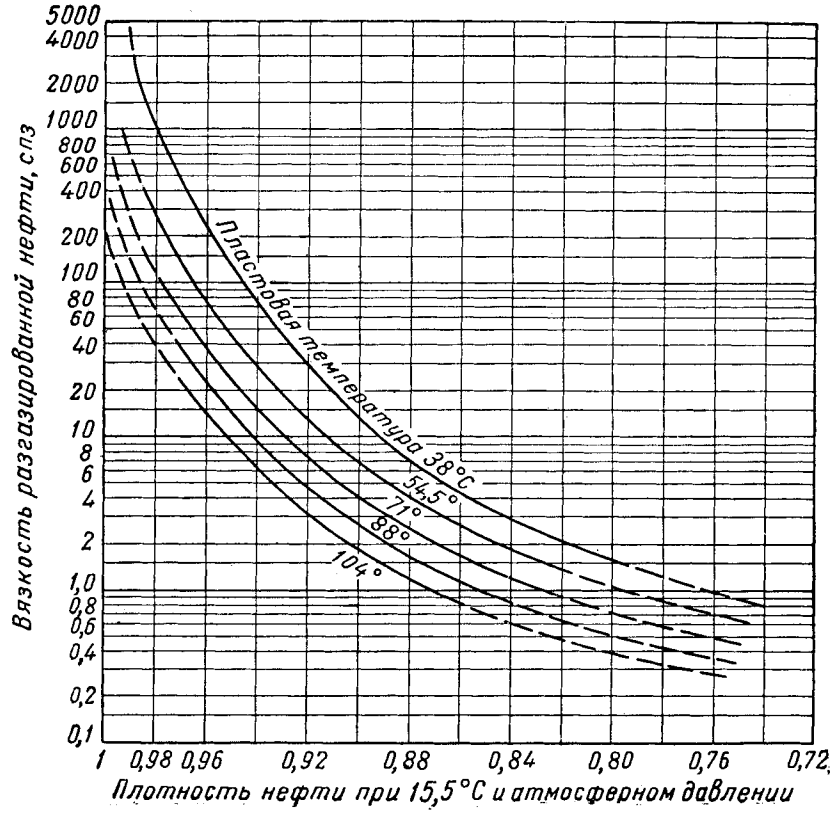


Рис. IV. III. Вязкость разгазированных нефтей [IV. 99].

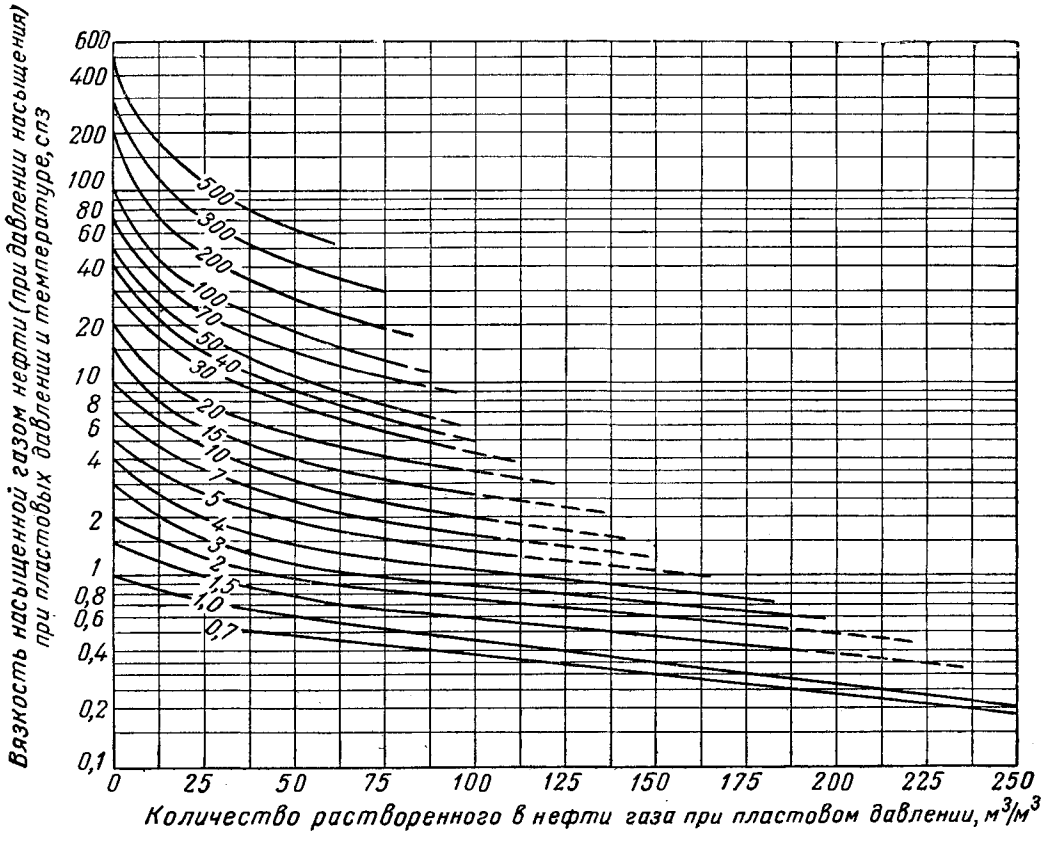


Рис. IV. 112. Влияние растворенного газа на вязкость пластовой нефти [IV. 99].
Цифры на кривых — вязкость разгазированной нефти при пластовой температуре в *спз*.

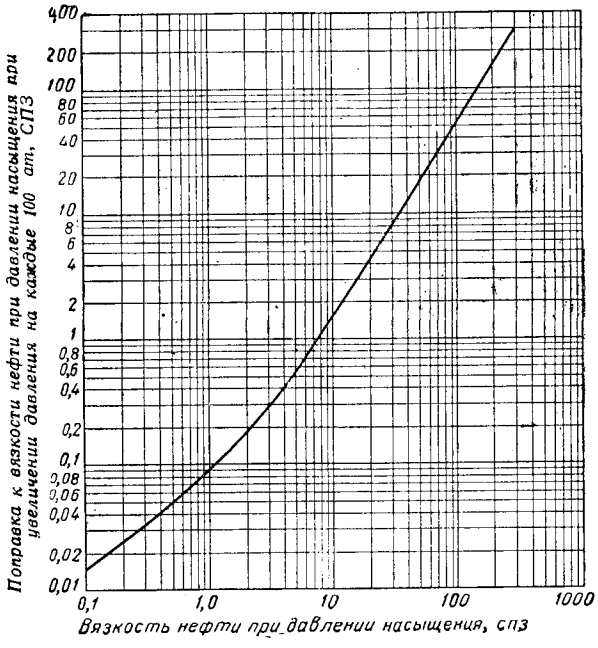


Таблица IV. 26

Перевод вязкости по Сейболту в кинематическую вязкость

Кинематическая вязкость, *сст*	Вязкость по Сейболту, *сек*		Кинематическая вязкость, *сст*	Вязкость по Сейболту, *сек*	
	при 38° С	при 99° С		при 38° С	при 99° С
2	32,6	32,9	15	77,4	77,9
3	36,0	36,3	20	97,8	98,5
4	39,1	39,4	25	119,3	120,1
5	42,4	42,7	30	141,3	142,3
6	45,6	45,9	35	163,7	164,9
7	48,8	49,1	40	186,3	187,6
8	52,1	52,5	45	209,1	210,5
9	55,5	55,9	50	232,1	233,8
10	58,9	59,3			

Рис. IV. 113. Влияние давления на вязкость пластовых нефтей постоянного состава при постоянной температуре [IV. 99].

§ 7. ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬ ГАЗОВ

Теплопроводность является основным физическим свойством вещества, определяющим скорость переноса тепла, и выражается уравнением Фурье, выведенным первоначально для твердых тел:

$$\frac{dQ}{dt} = -KA\frac{dT}{dx}, \qquad \text{(IV. 51)}$$

где $\frac{dQ}{dt}$ — перенос тепла только посредством проводимости в *кал/сек*; K — коэффициент теплопроводности вещества в $\frac{кал}{сек} \times \frac{1}{см^2} \times \frac{см}{°C}$; A — площадь, перпендикулярная направлению потока тепла, в $см^2$; x — расстояние в *см*; T — температура в °C.

В данном параграфе рассматривается зависимость теплопроводности индивидуальных газов от давления и температуры. Для определения теплопроводности смесей газов приводятся лишь ориентировочные корреляции, так как отсутствуют экспериментальные данные для природных газовых смесей.

Имеется лишь небольшое количество экспериментальных данных, касающихся теплопроводности индивидуальных компонентов, обычно входящих в состав природных газов.

1. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ДАННЫЕ

При экспериментальном определении теплопроводности газов обычно пользуются различными модификациями формулы (IV. 51), подставляя в нее экспериментально измеренные поток тепла $\frac{dQ}{dt}$, расстояние распространения тепла x и температуры T. Наиболее общей методикой определения теплопроводности является «метод нагретой проволоки» Шлаермахера (Schleiermacher) [IV. 175], сущность которого состоит в измерении количества тепла, выделяемого при пропускании электрического тока по проволоке, натянутой вдоль оси цилиндрической трубки. Газ, чья теплопроводность должна быть измерена, помещается в кольцевое пространство между проволокой и внутренней стенкой трубки.

В табл. IV. 27 приведены значения теплопроводности индивидуальных углеводородов, азота, углекислого газа и гелия при атмосферном давлении, а в табл. IV. 28 приводится литература по вопросу теплопроводности некоторых газов при высоких давлениях.

2. ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬ ГАЗОВ ПРИ ВЫСОКИХ ДАВЛЕНИЯХ

Оценка влияния давления на теплопроводность газов сделана Энскогом (Enskog) [IV. 145]. Коминге и Натан (Comings and Nathan) [IV. 140], пользуясь уравнениями Энскога, рассчитали теплопроводность индивидуальных газов при высоких давлениях для известных значений их вязкости и плотности. Позднее Линоир, Джанк и Коминге (Lenoir, Jung and Comings) [IV. 167] измерили и обобщили теплопроводность индивидуальных неполярных газов в зависимости от давления и температуры. На рис. IV. 114 и IV. 115 представлена зависимость отношения теплопроводностей от приведенных давления и температуры по экспериментальным данным, в основном взятым из работ, указанных в табл. IV. 28. Отношение теплопроводностей определяется как отношение теплопроводности газа при данной температуре и высоком давлении к теплопровод-

Таблица IV. 27

Экспериментальные значения теплопроводностей газов при атмосферном давлении

Газ	Температура эксперимента, °C	$k_0 \cdot 10^5$, $\frac{кал}{см \cdot сек \cdot °C}$	Литература
Метан	0	—	IV. 181
	0	6,89	IV. 191
	7	—	IV. 192
	0 и 100	7,493	IV. 194
	—182, —76 и 0	7,145	IV. 147
	0	7,145	IV. 171
	0	7,200	IV. 189
	0 и 10	7,210	IV. 169
	0	7,205	IV. 186
	От —176 до +110	7,336	IV. 156
	41	—	IV. 166
	От 100 до 500	—	IV. 176
	53	—	IV. 167
	53, 150, 250 и 300	—	IV. 161
Этан	0 и 100	4,981	IV. 194
	—70, —38 и 0	4,260	IV. 147
	0 и 100	4,306	IV. 171
	0 и 10	4,360	IV. 169
	42, 57 и 67	—	IV. 167
	52	—	IV. 161
Пропан	0 и 10	3,600	IV. 169
	0	3,549	IV. 186
н-Бутан	0 и 10	3,220	IV. 169
н-Пентан	0 и 20	2,933	IV. 171
	0	3,120	IV. 169
н-Гексан	0 и 20	2,604	IV. 171
	0	2,96	IV. 169
н-Гептан	100	—	IV. 171
Изобутан	0 и 10	3,32	IV. 169
Изопентан	От 0 до 178	2,912	IV. 171
Этилен	0	—	IV. 181
	0	4,53	IV. 191
	От 0 до 100	—	IV. 193
	0	—	IV. 144
	0	4,02	IV. 163
	—70, —38 и 0	4,07	IV. 147
	0	4,07	IV. 171
	42 и 67	—	IV. 166
	72 и 152	—	IV. 161
Углекислый газ	0	—	IV. 181
	0	—	IV. 164
	0	3,55	IV. 191
	0	—	IV. 193
	0	3,091	IV. 150
	От 0 до 100	3,27	IV. 174
	0	—	IV. 144
	0	3,07	IV. 192
	От —78 до 0	3,434	IV. 143
	55	—	IV. 184
	От 22 до 546	—	IV. 180
	—78, 0 и 100	3,37	IV. 146
	0	0,34	IV. 171
	0	3,393	IV. 189
	От 0 до 13	3,604	IV. 151

Продолжение табл. IV. 27

Газ	Температура эксперимента, °С	$k_0 \cdot 10^5$, $\frac{кал}{см \cdot сек \cdot ^\circ С}$	Литература
Углекислый газ	0	3,44	IV. 190
	От 0 до 13	3,375	IV. 186
	0	3,43	IV. 158
	От 0 до 320	3,47	IV. 139
	От —87 до 110	3,485	IV. 156
	От 0 до 600	3,50	IV. 188
	От 0 до 1000	3,57	IV. 183
	42, 57 и 67	—	IV. 166
	От 32 до 65	—	IV. 165
	От 0 до 777	3,50	IV. 173
Галий	0	33,86	IV. 177
	От —252 до +100	33,60	IV. 147
	0	33,60	IV. 171
	0	34,38	IV. 180
	0	—	IV. 148
	0	—	IV. 141
	От —193 до +110	33,90	IV. 156
	43	—	IV. 166
Азот	8	—	IV. 192
	0	5,694	IV. 153
	55	—	IV. 184
	От —191 до +100	5,68	IV. 146
	0	5,68	IV. 171
	0	5,66	IV. 189
	От 5 до 13	5,80	IV. 152
	0	5,81	IV. 142
	От 0 до 45	5,72	IV. 188
	От 0 до 1000	5,77	IV. 183
	От 0 до 400	5,816	IV. 162
	42	—	IV. 166
	0,50 и 150	5,74	IV. 160
	От 100 до 200	—	IV. 176
	От 32 до 65	—	IV. 165
	53	—	IV. 167
	От 0 до 777	5,76	IV. 173

Таблица IV. 28

Экспериментальные работы по определению теплопроводности газов при высоких давлениях

Газ	Литература	Газ	Литература
Метан	IV. 182	Гелий	IV. 166
	IV. 166		
	IV. 167	Аргон	IV. 166
	IV. 161		IV. 167
			IV. 187
Этан	IV. 167		
	IV. 161	Азот	IV. 182
			IV. 162
Этилен	IV. 166		IV. 166
	IV. 161		IV. 160
	IV. 178		IV. 157
			IV. 170
Углекислый газ	IV. 182		IV. 167
	IV. 166		
	IV. 160		
	IV. 157		

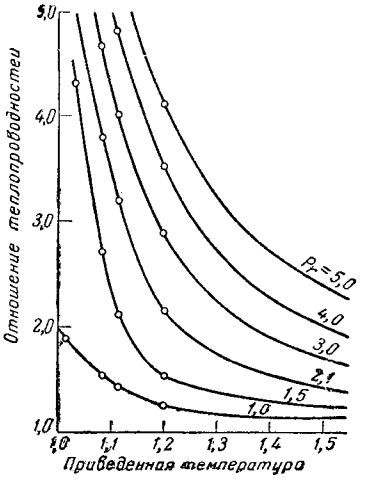


Рис. IV. 114. Зависимость отношения теплопроводностей от приведенной температуры [IV. 167].

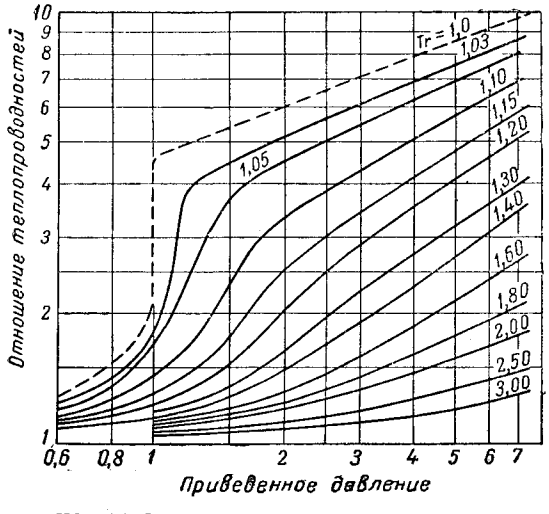


Рис. IV. 115. Зависимость отношения теплопроводностей от приведенного давления [IV. 167].

ности при той же температуре, но при атмосферном давлении.

Гамсон (Gamson) [IV. 149] построил зависимость приведенной теплопроводности газа от приведенных давления и температуры.

Приведенная теплопроводность определяется как отношение теплопроводности при давлении и температуре опыта к теплопроводности при критических условиях. Для смесей газов применяются среднемолярные значения критических давлений, критических температур и критических теплопроводностей входящих в смесь компонентов.

Известно несколько работ по исследованию теплопроводности смесей газов при высоких давлениях. На рис. IV.116 и IV.117 представлены графики зависимости теплопроводности смесей азот — этилен и углекислый газ — этилен при температуре 42° С для разных значений давления [IV.157]. Эти данные при сравнении с обобщенным графиком показывают, что значения теплопроводности смеси газов определяются с меньшей степенью точности, чем значения вязкости. Линоир,

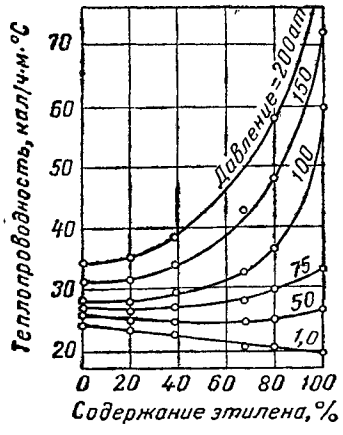


Рис. IV.116. Теплопроводность смесей $N_2 - C_2H_4$ [IV.157].

Джанк и Комингс [IV.167] нашли, что средняя ошибка опытов при определении теплопроводности системы азот — этилен (рис. IV.114) составляет 5%, а для системы углекислый газ — этилен эта ошибка равна 36%.

Можно было бы привести и другие примеры, когда теплопроводность газов, определенная экспериментально, не совпадала с теплопроводностью, найденной по обобщенному графику. Так, найдено, что экспериментальные значения отношения теплопроводностей для этана, полученные Линоиром, Джанком и Комингсом [IV, 167], на 30% ниже, чем по данным обобщенного графика. С другой стороны, теплопроводность этилена

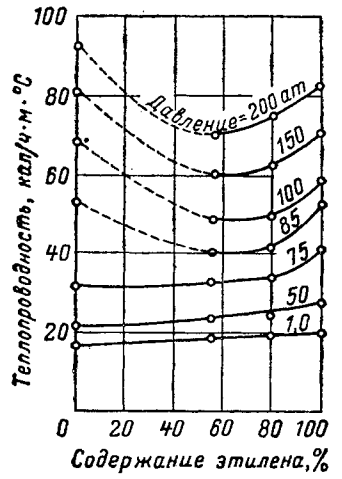


Рис. IV.117. Теплопроводность смесей $CO_2 - C_2H_4$ [IV.157].

находится в хорошем соответствии с данными для других газов, исследованных в работах, упомянутых в табл. IV.28.

Возможные доводы о неприменимости приведенных давления и температуры в качестве коррелирующих параметров с точки зрения кинетической теории обсуждались Линоиром, Джанком и Комингсом (Lenoir, Jung and Comings) [IV.167], Пиддаком (Pudduck) [IV.172] и Юкеном (Eucken) [IV.147]. Несмотря на то, что обобщение, приведенное в данной работе, и обобщение Гамсона (Gamson) [IV.149] не дают возможности сопоставить все неполярные газы (см. этан) и смеси газов (см. углекислый газ — этилен), в настоящее время использование этих обобщений является единственным средством практической оценки влияния давления на теплопроводность газов.

Значения приведенных давлений и приведенных температур подсчитываются в соответствии с определениями, изложенными в разделе, касающемся вязкости газов.

3. ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬ ГАЗОВ ПРИ ДАВЛЕНИЯХ, БЛИЗКИХ К АТМОСФЕРНОМУ

В настоящее время имеется небольшое количество экспериментальных работ, посвященных определению теплопроводности индивидуальных газов и природных смесей газов при давлениях, близких к атмосферному. Это обстоятельство заставило прибегнуть к применению для этих целей теоретических уравнений, справедливых для неполярных газов. Эти уравнения были выведены применительно к углеводородам парафинового ряда.

Чапман и Каулинг (Chapman and Cowing) [IV. 24] и Юкен (Eucken) [IV.147] дали соотношение, связывающее теплопроводность обычных газов с их вязкостью и теплоемкостью при постоянном объеме. Соотношение Чапмана и Каулинга, предполагающее, что молекулы представляют собой жесткие шары, имеет следующий вид:

$$K = f\eta C_V, \qquad \text{(IV. 52)}$$

где K — теплопроводность; f — постоянная величина, равная 2,5 для гладких шарообразных симметричных молекул и 2,522 для молекул, представляющих собой жесткие эластичные шары; η — вязкость; C_V — теплоемкость при постоянном объеме.

Это соотношение успешно применялось для определения теплопроводности газов, составленных из несложных молекул, по данным их вязкости и теплоемкости при постоянном объеме.

Уравнение Юкена [IV.155, IV.154] для определения теплопроводности газов по значениям их вязкости и теплоемкости имеет вид:

$$K = \frac{H}{V}\,\frac{\eta}{M}\left(C_V + \frac{9}{4}R\right), \qquad \text{(IV. 53)}$$

где K — теплопроводность в *кал/см · сек · °С*; H, V — сложные коэффициенты взаимодействия между парами молекул, R — газовая постоянная в *кал/моль · °С*; M — молекулярный вес; η — вязкость в *г/см · сек*; C_V — молярная теплоемкость при постоянном объеме в *кал/моль · °С*.

Если в уравнение [IV.53] вместо C_V подставить его значение, найденное из соотношения $C_p - C_V = R$, то уравнение примет вид:

$$K = \frac{H}{V}\,\eta\left(C_p + \frac{5}{4}\,\frac{R}{M}\right), \qquad \text{(IV. 54)}$$

где C_p — теплоемкость при постоянном давлении в *кал/г · °С*.

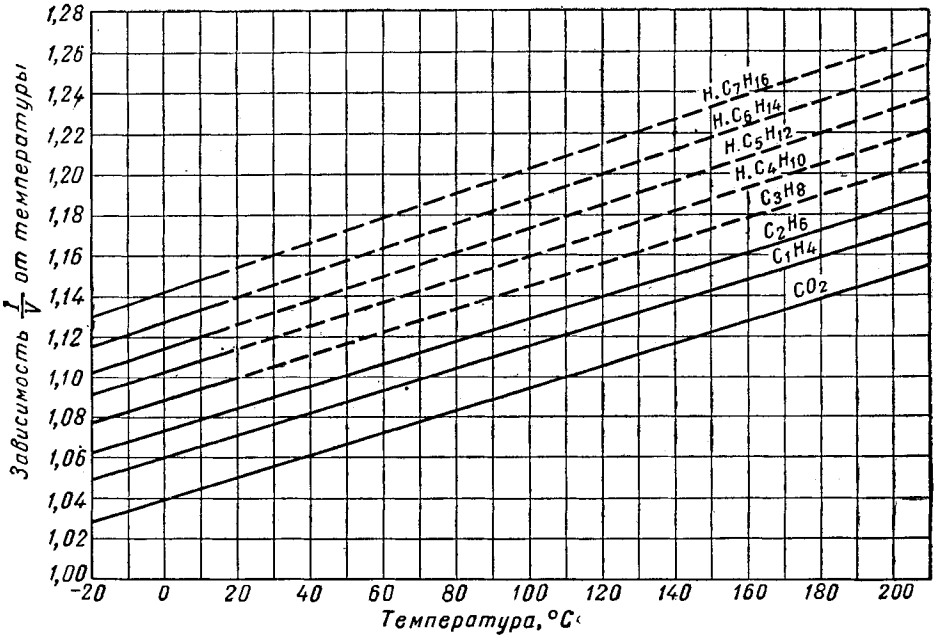


Рис. IV. 118. Зависимость величины $\frac{I}{V}$ от температуры.

Значение $\frac{H}{V}$ подсчитывается из уравнения [IV. 54] по экспериментально определенному значению теплопроводности. При этом значения $\frac{H}{V}$, рассчитанные подобным образом, не соответствуют значениям этой величины, полученным из молекулярной теории [IV. 154]. Рассчитанные значения $\frac{H}{V}$ для углекислого газа, метана и этилена зависят от температуры и природы газа. Для азота в интервале температур от минус 75 до 200° С это значение равно примерно 1,0. На рис. IV. 118 приведены графики зависимости величины $\frac{H}{V}$ от температуры для различных газов, необходимые при расчетах теплопроводности газов. Ввиду того, что теплопроводность пропана и углеводородных газов более высокого молекулярного веса экспериментально измерена лишь в узком пределе температур, величина $\frac{H}{V}$ линейно экстраполирована от значений в пределе 0—20° С. Предположено, что наклон линий, представляющий зависимость $\frac{H}{V}$ от температуры, тот же, что наклон для чистого метана и углекислоты.

После того как были сделаны приведенные выше расчеты, было выведено следующее соотношение для легких углеводородных газов:

$$\frac{MK}{\eta} = 1{,}04 + 1{,}29C_p,$$

где M — молекулярный вес в *г*; K — теплопроводность в *кал/см · сек · °С*; η — вязкость в *г/см · сек*; C_p — теплоемкость в *кал/моль · °С*.

Значения теплоемкости, использованные для вычисления теплопроводности, взяты из работы, выполненной в Американском нефтяном институте [I. 15]. Значения вязкостей газов взяты из соответствующего раздела

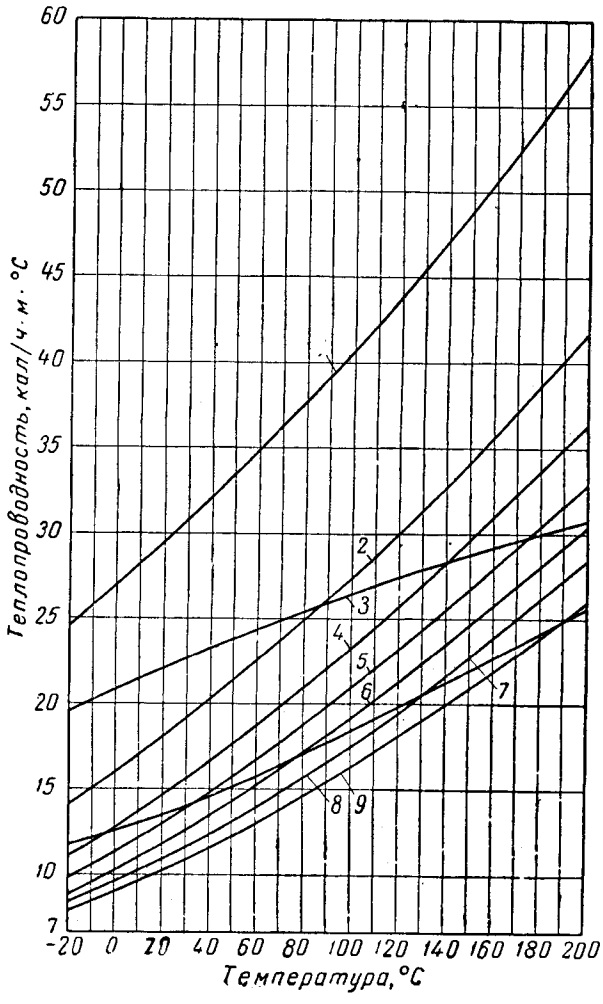


Рис. IV. 119. Теплопроводность газов при атмосферном давлении.

1 — метан; *2* — этан; *3* — азот; *4* — пропан; *5* — *н*-бутан; *6* — *н*-пентан; *7* — углекислый газ; *8* — *н*-гексан; *9* — *н*-гептан.

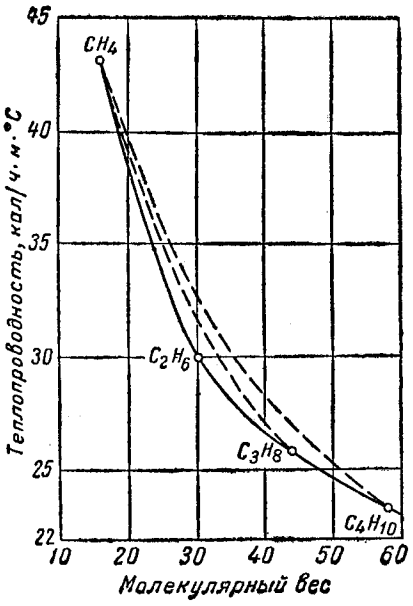


Рис. IV. 120. Рассчитанные значения теплопроводности бинарных смесей газов при 121° С.

книги. На рис. IV. 119 приведены значения теплопроводности индивидуальных углеводородных газов. На рис. IV. 121 значения теплопроводности для различных температур даны в виде зависимости от молекулярного веса.

Для определения теплопроводности смесей газов по значениям теплопроводностей входящих в смесь компонентов некоторыми авторами [IV. 24, IV. 41, IV. 159, IV. 168] были предложены аналитические выражения. Соотношение, выведенное Линдсеем и Бровли (Browley) [IV. 168], было с успехом применено для вычисления теплопроводности газовых смесей. Это соотношение выражает теплопроводность смеси как функцию теплопроводностей, вязкостей, молекулярных весов и констант Сатерленда индивидуальных компонентов, входящих в смесь, а также состава газа и температуры.

Теплопроводность газовой смеси $K_{см}$ может быть определена по формулам (IV. 55) и (IV. 56). По формуле (IV. 56) подсчитываются значения A, которые затем подставляются в формулу (IV. 55).

$$K_{см} = \frac{K_1}{1 + A_{1,2}\frac{x_2}{x_1} + A_{1,3}\frac{x_3}{x_1} + A_{1,4}\frac{x_4}{x_1} + \ldots} + \frac{K_2}{1 + A_{2,1}\frac{x_1}{x_2} + A_{2,3}\frac{x_3}{x_2} + A_{2,4}\frac{x_4}{x_2} + \ldots} + \frac{K_3}{1 + A_{3,1}\frac{x_1}{x_3} + A_{3,2}\frac{x_2}{x_3} + A_{3,4}\frac{x_4}{x_3} + \ldots} + \ldots, \quad \text{(IV. 55)}$$

где K_1, K_2, K_3 ... — теплопроводности индивидуальных компонентов, x_1, x_2, x_3 ... — молярные доли компонентов.

Если $A_{ij} = A_{1,2}$, то

$$A_{1,2} = \frac{1}{4}\left\{1 + \left|\frac{\eta_1}{\eta_2}\left(\frac{M_2}{M_1}\right)^{3/4}\frac{1 + S_1/T}{1 + S_2/T}\right|^{1/2}\right\}\frac{1 + S_{1,2}/T}{1 + S_1/T}, \quad \text{(IV. 56)}$$

где η — вязкость; M — молекулярный вес; S — константа Сатерленда (табл. IV. 29); $S_{1,2} = (S_1 S_2)^{1/2}$; T — абсолютная температура в °К.

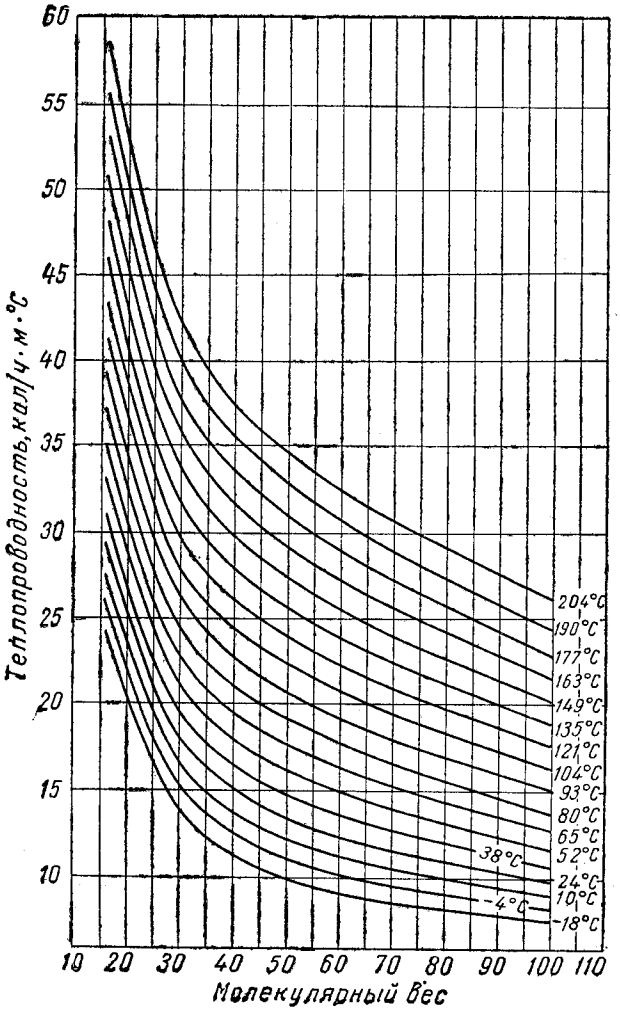


Рис. IV. 121. Зависимость теплопроводности газов от их молекулярного веса.

Таблица IV. 29

Значения констант Сатерленда для газов

Газ	T, °К	Литература
Метан	198	IV. 124
Этан	287	IV. 132
Пропан	341	IV. 132
н-Бутан	377	IV. 132
н-Пентан	382,8	IV. 132
н-Гексан	436,1	IV. 132
Азот	102,7	IV. 185
Углекислый газ	274	IV. 179

По уравнению (IV. 55) были определены теплопроводности искусственных смесей. При этом предполагалось, что константы Сатерленда не зависят от температуры, хотя фактически они для реальных газов изменяются при изменении температуры. Было установлено, что сравнительно большое изменение констант Сатерленда приводит к небольшому изменению рассчитываемых значений теплопроводности.

Рассчитанные значения теплопроводности некоторых бинарных углеводородных смесей при 120° С приведены на рис. IV. 120. Сравнение кривой, приведенной на рис. IV. 121, при соответствующей температуре 120° С с кривой, изображенной на рис. IV. 120, показывает степень приближения, с которой определяется теплопроводность сложных смесей непосредственно по значениям молекулярных весов этих смесей.

Расчеты показывают, что природные газы, содержащие в своем составе до 35% азота и углекислого газа (или одного из этих газов), вполне соответствуют кривым, приведенным на рис. IV. 121. Вообще использование кривых, приведенных на рис. IV. 121, для природных углеводородных смесей дает малоколеблющиеся значения теплопроводности.

Уравнения (IV. 55) или (IV. 56) вместе со значениями отношения теплопроводностей, полученными из рис. IV. 114 или IV. 115, могут быть использованы для определения абсолютных значений теплопроводностей газов высокого давления.

Вопрос о теплопроводности жидкостей здесь не рассматривается. В табл. IV. 30 приведены значения теплопроводностей лишь некоторых жидких углеводородов и воды.

Таблица IV. 30

Теплопроводности жидкостей

Жидкость	Температура, °С	Теплопроводность, $K \cdot 10^{-3}$, *кал/см·сек·°С*
Вода	0	1,405
	38	1,487
	93	1,610
	149	1,619
н-Пентан	30	0,320
	75	0,303
н-Гептан	30	0,332
	60	0,324
Нонан	30	0,344
	60	0,336
Газолин	30	0,320
Керосин	20	0,352
	75	0,332
Этиленгликоль	0	0,628

Примечание. Данные взяты из [IV. 121а].

ГЛАВА V

ВЛАГОСОДЕРЖАНИЕ ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ

Вода содержится в природном газе на всем пути его движения, начиная от пласта до потребителя. Особенно нежелательно, чтобы в природном газе при высоких давлениях находилась вода.

Давление способствует образованию соединений воды с природным газом в виде твердых газовых гидратов при положительной температуре. Образование газовых гидратов, напоминающих мокрый снег, должно быть устранено, поскольку они нарушают режим работы трубопроводов.

Для инженера представляют интерес сведения о равновесном содержании воды в природных газах при различных температурах и давлениях, а также условия, при которых образуются гидраты.

Данные о содержании воды в природных газах позволяют определять количество воды, которое должно быть удалено при обезвоживании газа, чтобы в газопроводах при транспорте газа не наблюдалось конденсации паров воды. Поскольку небольшие количества воды, растворяемые в пропане, бутане и других легких углеводородных жидкостях также должны быть удалены, необходимо знать их влагосодержание.

Понимание физико-химических соотношений, определяющих поведение структур, содержащих углеводороды и воду, помогает инженеру в решении проблем, связанных с контролем содержания влаги в природных газах и легких углеводородных жидкостях.

Количественный анализ содержания воды в газах и углеводородных жидкостях необходим для решения многих инженерных задач. Сведения о природе газовых гидратов и равновесных условиях, при которых они образуются в присутствии воды, позволяют определить для влажных природных газов температуру и давление, при которых не происходит образования гидратов. Поскольку измерения точки росы паров воды и определение абсолютного содержания воды в природных газах имеют большое значение, методика ее определения рассматривается в данной главе и во многих работах Катца, Рзаса (Katz and Rzasa) [I. 9] и Дитона и Фроста (Deaton and Frost) [I. 21].

§ 1. ОСНОВНЫЕ ФАЗОВЫЕ СООТНОШЕНИЯ СИСТЕМ УГЛЕВОДОРОДЫ — ВОДА

Бинарные системы воды и одного чистого углеводорода представляют собой простейшие фазовые соотношения в системах вода — углеводород. Эти системы при температурах выше 0° С будут рассмотрены перед тем, как перейти к более сложным системам.

На рис. V. 1 показаны фазовые соотношения системы пропан—вода при температуре выше 0° С. При положительной температуре пропан как чистое вещество будет в виде пара при низком давлении и в виде жидкости при высоком давлении или же как равновесная смесь пара и жидкости на протяжении кривой упругости паров BC_1.

Для системы вода—углеводород применяются следующие обозначения: G — газ; L_1 — жидкая вода; L_2 — жидкий углеводород; H — гидрат; I — лед; M — твердый метан; P — твердый пропан; X — концентрация компонента; V — паровая фаза.

По правилу фаз согласно уравнению (III. 1) определяется степень свободы (см. таблицу).

Число компонентов	Число фаз	Изображение на диаграмме $p—T$
2	2	Плоскость
2	3	Линия
2	4	Точка
3	3	Плоскость
3	4	Линия

Таким образом, фазовые соотношения пропана и воды с фазами пар V, жидкость — вода L_1, жидкость — пропан L_2 представляется кривой EBC_2, иногда называемой трехфазной кривой упругости пара. Эта кривая представляет проекцию на плоскость $p—T$ при данном соотношении компонентов на $p—T—x$ диаграмме, как показано на пространственной диаграмме (рис. V. I). Кривая упругости паров FC_1 заканчивается в критической точке C_1 для чистого пропана и трехфазная кривая упругости паров EBC_2 кончается в критической точке между газом и жидким пропаном C_2.

Пары пропана и жидкая вода образуют гидраты при 0° С и абсолютном давлении, равном 1,65 (точка A). При увеличении давления температура образования гидратов также повышается, пока кривая не пересечет кривую $V—L_1—L_2$ в точке B.

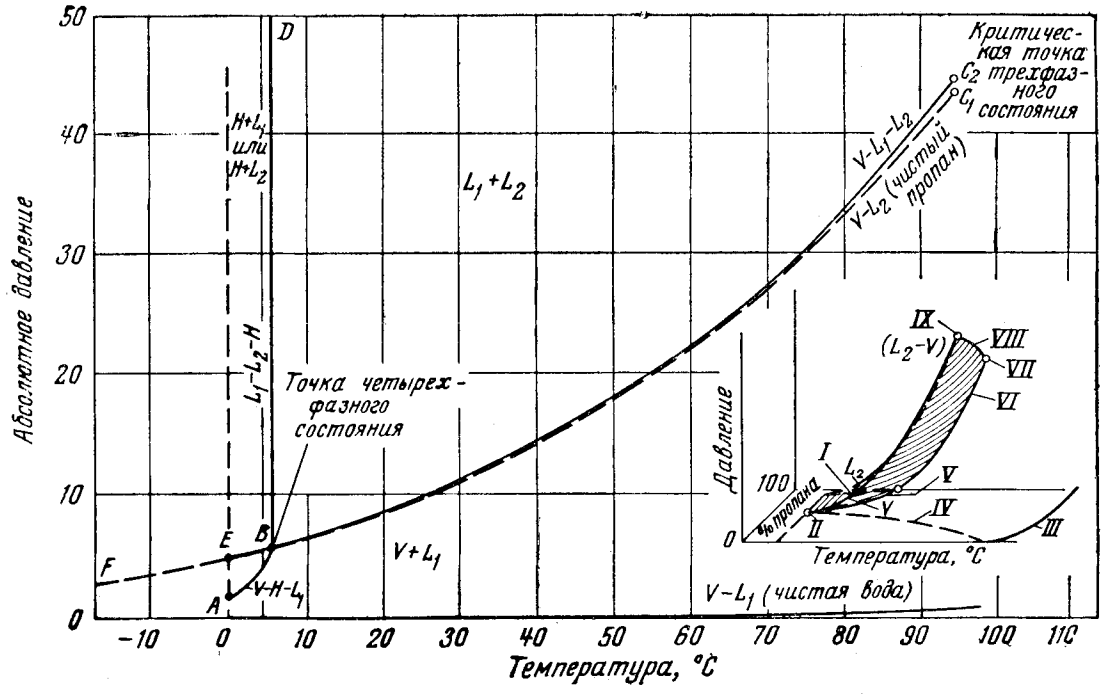


Рис. V. 1. Фазовое состояние пропано-водной системы при температуре выше 0° С.

I — фаза пропан — жидкость, насыщенная парами; *II* — точка четырехфазного состояния; *III* — давление паров чистой воды; *IV* — насыщенный пар с фазой вода — жидкости; *V* — насыщенный пар с фазой пропан — жидкости; *VI* — давление паров чистого пропана; *VII* — критическая точка чистого пропана; *VIII* — кривая месонахождения критических точек; *IX* — критическая точка трехфазного состояния.

В этой критической точке *B* система неизменна, поскольку представлены четыре фазы. Жидкий пропан и жидкая вода образуют гидраты при давлении выше трехфазной кривой упругости паров и при температуре ниже критической точки. В любой системе гидрат, вода и жидкий пропан находятся в равновесии на протяжении почти вертикальной линии $A+B+D$. В области графика при температурах ниже кривой *DBE* присутствуют либо гидраты и жидкая вода L_1, либо гидраты и жидкий пропан L_2 в зависимости от того, какой компонент имеется в избытке.

Фазовые соотношения для метана и воды в области температуры свыше 0° С могут быть представлены в виде кривой *p—T*, представляющей условия, при которых гидраты, вода и газ находятся в равновесии (рис. V. 2).

Изучение Виллардом (Villard) в 1888 г. [V. 85] системы метан—вода показало, что метан образует гидраты при абсолютном давлении до 280 *ат*. Виллард ожидал критическую температуру для образования гидратов метана, равную 21,5° С. Кобаяши и Катц (Kobayashi and Katz) [V. 42] показали, что метан не имеет критической температуры гидратообразования до абсолютного давления, равного 830 *ат*.

Кривые появления пузырьков газа из воды, содержащей растворенный метан, характеризуют концентрацию газа в воде, образующей гидраты.

Фазовые соотношения для системы метан—вода показаны на рис. V. 3 и V. 4, а фазовые соотношения для системы пропан—вода приведены на рис. V. 5 и V. 6. Рис. V. 3 и V. 5 представляют собой проекцию давления — температуры при равновесных условиях, которые возникают в системах.

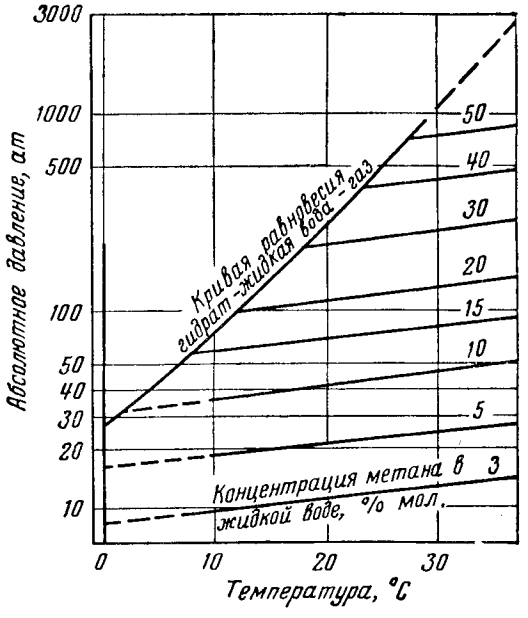


Рис. V. 2. Фазовое состояние метано-водной системы при температуре выше 0° С.

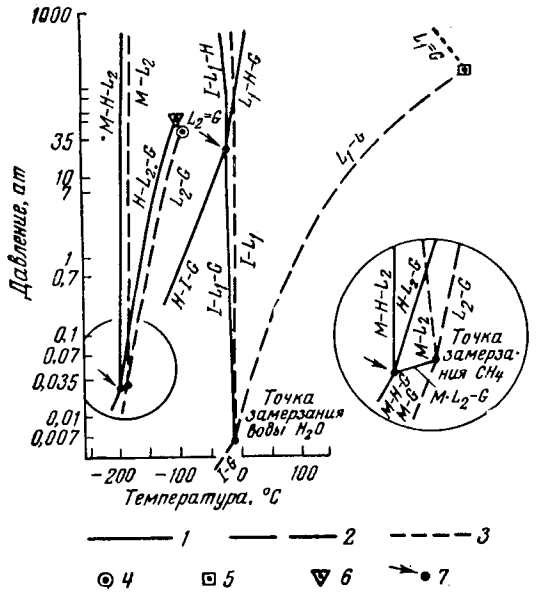


Рис. V. 3. Фазовая диаграмма метано-водной системы для условий гетерогенного равновесия [V. 42].

H — гидрат; L_1 — вода; L_2 — жидкий углеводород; *G* — газ; *1* — лед, *1* — два компонента; *2* — один компонент; *3* — критическая кривая; *4* — критическая точка метана; *5* — критическая точка воды; *6* — точка равновесия четырех фаз; *7* — трехфазная критическая точка.

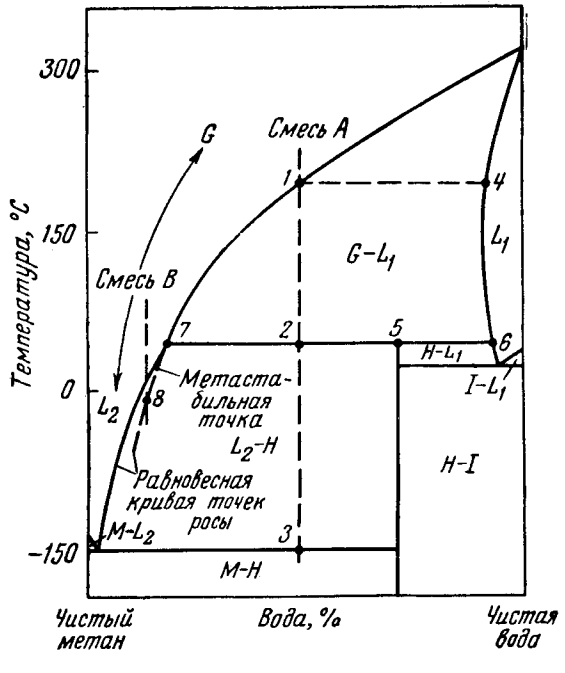


Рис. V. 4. Фазовая диаграмма для системы метан — вода при давлениях выше критических для метана [V. 42].

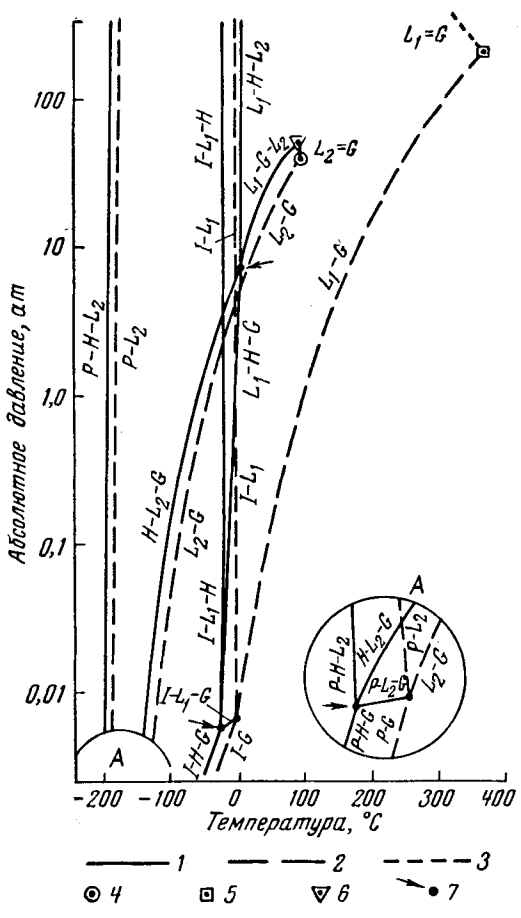


Рис. V. 5. Фазовое состояние пропано-водной системы при гетерогенном равновесии.

1 — два компонента; *2* — один компонент; *3* — критическая кривая; *4* — критическая точка пропана; *5* — критическая точка воды; *6* — трехфазная критическая точка; *7* — точка равновесия четырех фаз.

Поскольку общая растворимость углеводородов и воды обычно незначительна, не было сделано попытки представить рис. V. 4 и V. 6 при соизмеримом масштабе. Рис. V. 4 является схематической диаграммой зависимости температура — состав системы метан—вода, взятой при давлении, несколько превышающем критическое давление чистого метана, которое встречается в газопроводах. Подобная диаграмма (рис. V. 6) была построена для системы вода—пропан, для давления несколько ниже критического давления чистого пропана. Это давление было выбрано для иллюстрации условий, при которых сосуществуют две жидкие и одна газовая фазы.

При однородном состоянии фазовый состав и состав смеси идентичны и имеют одно и то же значение. При двухфазном состоянии до стабилизации давления и температуры задается состав фаз. Все негоризонтальные сплошные линии на рис. V. 4 и V. 6 отражают эти составы. Трехфазное состояние системы определяется пограничными линиями, так как в этом случае правило фаз дает одну степень свободы, что приводит к един-

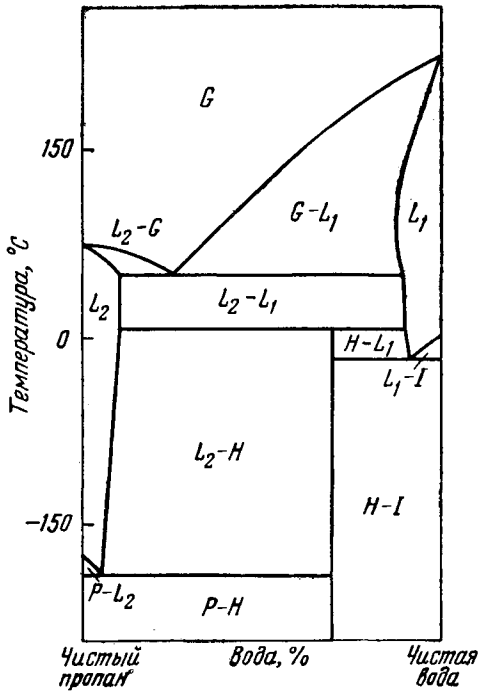


Рис. V. 6. Фазовая диаграмма пропано-водной системы при давлениях ниже критического давления пропана [V. 39]

ственно возможной функциональной связи между давлением и температурой. Для указанных на рис. V. 4 и V. 6 точек, в которых одновременно присутствуют четыре фазы, значения давления, температуры и состава зависят от конкретных условий.

По рис. V. 4 для системы метан—вода можно определять фазовые превращения, происходящие во время охлаждения смеси *A* при постоянном давлении. Смесь находится в однофазном газовом состоянии до достижения точки *1*. Фазовая граница, на которой находится точка *1*, является точкой росы паров воды. При этой температуре однофазное состояние в виде жидкости достигается в точке *4*. Дальнейшее охлаждение газожидкостной смеси до точки *2* вызывает образование дополнительной фазы — гидрата $CH_4 \cdot 5^3/_4H_2O$ [V. 14].

Дальнейший отвод тепла при постоянной температуре определяемой точки *2* приводит к исчезновению жидкой воды в точке *6*, которая переходит в гидраты в точке *5*, над которыми в равновесном состоянии находятся пары (точка *7*). При низкой температуре равновесие $M—L_2—H$ может наступить в точке *3*.

Метано-водная смесь другого состава вызовет фазовый переход при других условиях. Хотя такая фазовая диаграмма не может полностью представлять систему природный газ — вода, основные закономерности поведения такой системы сохраняются. Три фазы существуют в определенном диапазоне температур, но для данного газа при данном давлении равновесная температура может быть определена для начала двухфазных условий пар—жидкость. Подобным же образом трехфазные граничные условия для возникновения равновесия пар—жидкость — твердое вещество могут быть определены для данного газа [V. 21, V. 90]

§ 2. РАСТВОРИМОСТЬ ВОДЫ В ПРИРОДНЫХ ГАЗАХ И ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ В ВОДЕ

Здесь рассмотреиы количественные данные по взаимной растворимости воды и углеводородов в растворах, вода в газе, вода в жидких углеводородах и углеводороды в воде.

Диапазон экспериментальных данных систем вода—углеводороды приведен в табл. V. 1. При определении фазового состояния необходимым условием является термодинамическая непрерывность поведения в различных фазах, хотя все три растворителя рассматриваются отдельно. Определение содержания воды в газах является довольно сложным процессом, и поэтому вначале будут рассмотрены методы определения влагосодержания.

1. МЕТОДЫ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ВЛАГОСОДЕРЖАНИЯ ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ

В настоящее время разработано большое количество методов определения влагосодержания природных газов. Каждый из методов применим в определенных условиях. Единого метода определения влагосодержания для любых условий пока не существует. В табл. V. 2 приведены некоторые методы, применяемые на практике. Из методов, перечисленных в табл. V. 2, будут рассмотрены следующие: 1) метод для определения точки росы паров воды при помощи прибора; 2) метод адсорбции твердыми поглотителями; 3) абсорбция жидкостью с последующим титрованием реагентом Карла Фишера (Karl Fischer).

Прибор для определения точки росы, созданный Горным бюро, широко применяется со времени его создания в 1938 г. [V. 22]. Прибор позволяет визуально определять температуру, при которой вода конденсируется из газа на посеребренное зеркало (рис. V. 7), что важно, поскольку при этом отражается фактическая равновесная температура насыщения газа для температур выше температуры гидратообразования. При температурах, не соответствующих равновесным условиям гидратообразования, прибор отражает условия метастабильного равновесия между газом и жидкой водой.

На рис. V. 7 показан поперечный разрез прибора (без подводящих линий и источников охлаждения). Газ, входящий в аппарат через клапан *A*, отклоняется соплом *B* таким образом, что поток газа ударяется об охлажденное зеркало *C*. Зеркало охлаждается через медную охлаждающую штангу *F* путем испарения хладагента (пропана, углекислого газа и др.) в холодильнике *G*. Манометр и термометр используются для регистрации давления и температуры начала конденсации и образования тумана на посеребренном зеркале.

При отсутствии взаимодействующих веществ точность замеров температуры составляет от ±0,1 ниже 0° С и ±0,2 от 0 до —17° С (IV. 2). Прибор рассчитан на давление до 175 *ат* и температуру до —50° С при применении в качестве охладителя смеси сухого льда и ацетона [V. 78].

Дитон и Фрост (Deaton and Frost) с помощью этого прибора определили точку росы для нескольких природных газов при давлениях до 42 *ат* и температурах

Таблица V. 1

Система	Исследуемые фазы	Абсолютное давление, *ат*	Температура, °С	Литература
Водород — вода	Жидкая вода	19—1000	0—100	V. 88
	То же	52—155	25	III. 20
Метан — вода	Жидкая вода	14—703	25—171,1	V. 18
	То же	41,5—477	26,7—148,9	V. 53
	»	41,5—120	25	III. 20
	»	37—680	25	V. 16
	Жидкий углеводород	14—703	37,8—237,8	V. 56
	Зона гидратообразования	17,5—490	—12÷+7,2	V. 28
	То же	17—110	—14÷+13,3	V. 69
	»	31—310	—1,1÷+21,1	V. 85
Этан — вода	Жидкая вода	7—703	37,8—171,1	V. 17
	Жидкий углеводород	14—703	37,8—237,8	V. 62
	Зона гидратообразования	2,8—10,5	—12÷+7,2	V. 28
	То же	2,8—70,3	—12÷+15,5	V. 69
	»	6,3—44,0	—1,1÷+12,8	V. 85
Этилен — вода	Жидкая вода	7,7—525	35—100	V. 6
	Трехфазная область	32—105	15,5—25,5	V. 23, V. 24
Пропан — вода	Жидкая вода	7—198	37,8—148,9	V. 40
	Жидкий углеводород	7—198	37,8—148,9	V. 40
	Трехфазная область	5,6—45	4,4—96,1	V. 40
	Зона гидратообразования	8,2—62,5	5—6,1	V. 90
	Трехфазная область	7—28	15,5—86,1	V. 60
н-Бутан — вода	Жидкая вода	70—703	37,8—104,4	V. 8
	То же	0,7—703	37,8—237,8	V. 64
	Жидкий углеводород	70—703	37,8—104,4	V. 8
Изобутан	Жидкий углеводород	0,7—703	37,8—237,8	V. 64
	Трехфазная область	3,5—43,8	37,8—148,9	V. 63
Бутан — вода	Жидкая вода	4,4—703	37,8—154,4	V. 46
	Жидкий углеводород	4,4—703	37,8—154,4	V. 46
	Трехфазная область	3,5—70	37,8—137,8	V. 9
н-Бутан — метан — вода	Двухфазная область	14—210	37,8—137,8	V. 51
	Трехфазная область	14—210	37,8—137,8	V. 51
Гексан — вода	Трехфазная область	—	—	V. 75

Таблица V. 2

Методы определения влагосодержания природных газов

Метод	Область применения	Замечания	Литература
Визуальное определение точки росы	В лабораторных и полевых условиях	Производится под давлением при температурах до минус 45,6° С	V. 21, V. 22 V. 78
Адсорбционный	В лабораторных условиях	Может быть применен при наличии жидких углеводородов	V. 51, V. 80
Абсорбционный метод реагентом Карла Фишера с последующим титрованием	То же	Может быть использован в полевых условиях	V. 7
Вымораживание с последующим взвешиванием	»	Используется при низких точках кипения газов	V. 56
Спектроскопический	»	Аппарат портативный, дает комплексные показания	V. 83
Спектроскопический	»	Использовался для пропан — водной системы (5—29)	V. 29, V. 83
Электрогидрометрический	В полевых условиях	Применяется при измерениях в стратосфере	V. 26, V. 86

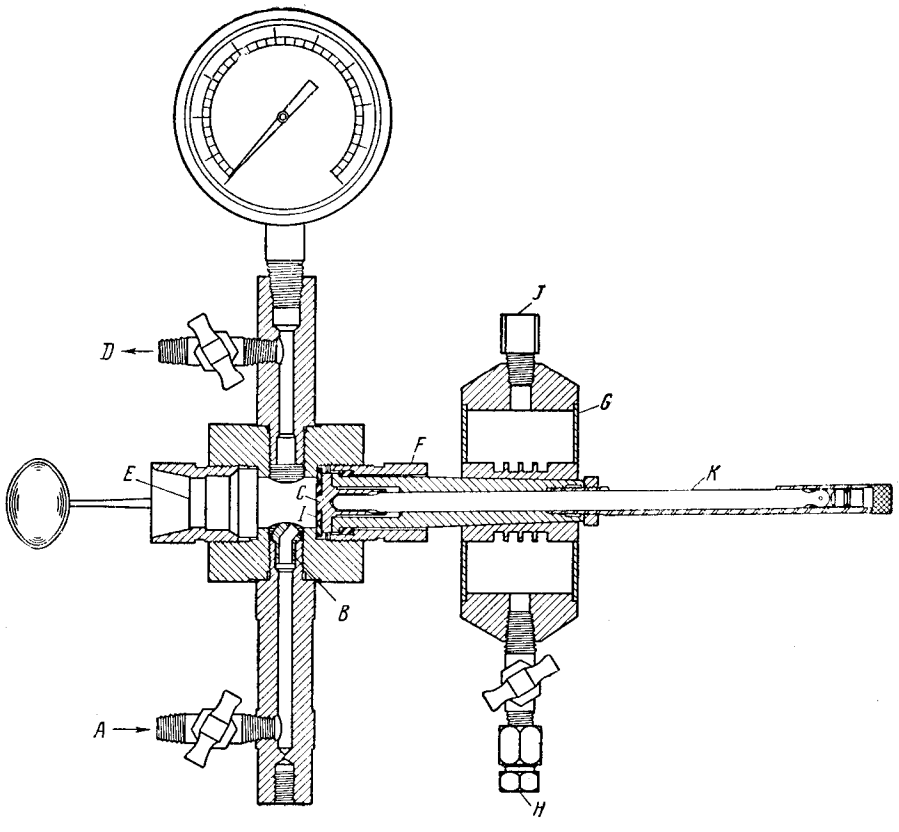


Рис. V. 7. Прибор для определения точки росы [V. 22; V. 21].

A — входной вентиль; *B* — сопло; *C* — зеркало; *D* — выходной вентиль; *E* — линза; *F* — втулка; *G* — холодильник; *H* — вход хладагента; *J* — выход хладагента; *K* — термометр.

до —23° С [V. 21]. Они получили фотографии зеркала при конденсации паров воды и кристаллов льда и описали условия их образования.

Кривые точки росы приведены на графике для различных температур (применен масштаб $1/T$) при постоянном давлении. Отсутствие разрыва этих кривых около 0° С указывает, что конденсация при этой температуре появляется при метастабильном равновесии. Фактически точка росы, наблюдаемая в приборе, соответствует упругости паров метастабильной или переохлажденной воды. При подсчете количества воды в газе при температурах ниже 0° С и умеренном давлении рекомендуется использовать упругость паров над переохлажденной водой [IV. 2].

На рис. V. 4 схематически показана фазовая диаграмма для определения точки росы паров воды. Газ обычно существует в однофазной области *G*. Постепенное охлаждение смеси *A* приводит к образованию дополнительной жидкой фазы в точке *1*. При визуальном определении температуры конденсации с помощью таких приборов, как прибор Горного бюро [V. 22], устанавливают лишь начало конденсации паров воды. Дальнейшее охлаждение вызывает дополнительное выделение воды, но для определения количества воды в газе нужна только начальная точка росы. Смесь *B*, содержащая меньшее количество воды, имеет пониженную точку росы, соответствующую метастабильному состоянию (точка *8*).

Это, очевидно, есть точка росы, определенная при температуре ниже температуры образования гидратов [V. 41].

Ризенфельд и Фразия (Riesenfeld and Frazier) [V. 68] во время определения точки росы природных газов, осушенных диэтиленгликолем, убедились в непригодности данного метода в этих условиях. Они предложили метод определения абсолютного содержания воды в газах при наличии гликоля.

Кампбелл и Лауренц (Campbell and Laurence) дали расчет материального баланса входного и выходного потоков некоторых установок осушки газа триэтиленгликолем [V. 11]. Средняя ошибка при определении влагосодержания данным методом составила 6,6%. Максимальное отклонение для нескольких измерений составило 18,9%. Газ пропускался предварительно через сепаратор, в котором отделялась капельная влага.

Охлаждение природных газов часто приводит к конденсации углеводородов, что следует отличать от точки росы паров воды.

В большинстве случаев при экспериментальном определении влагосодержания чистых газов и их смесей использовались твердые сорбенты [V. 40, V. 45, V. 51, V. 64]. С помощью твердых химических сорбентов можно наиболее точно определять влагосодержание газа при взвешивании сухого и насыщенного сорбентов. При этом нельзя допускать перенасыщения сорбента, так как могут исказиться результаты.

В качестве твердых сорбентов используют силикаты, которые дают хорошие результаты при низких давлениях. При высоких давлениях и наличии тяжелых углеводородов данный метод дает значительные ошибки.

Точное определение влагосодержания производится с помощью перхлората магния или реагента Карла

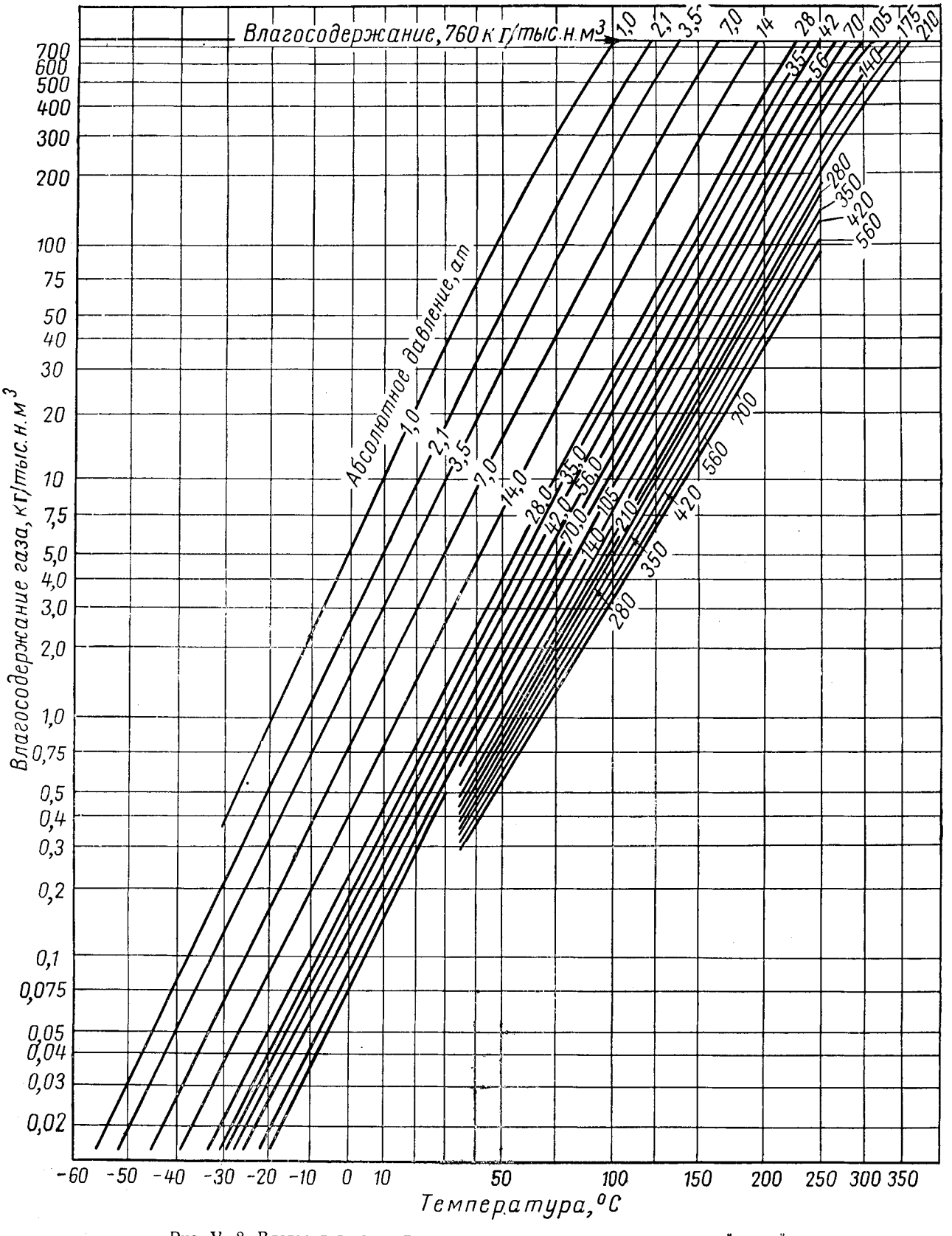


Рис. V. 8. Влагосодержание природных газов в равновесии с жидкой водой.

Фишера (Karl Fischer), при использовании которого реакция протекает следующим образом:

$$2H_2O + SO_2(C_5H_5N_2)_2 + J_2 + 2C_5H_5N = $$
$$= (C_5H_5N)_2 \cdot H_2SO_4 + 2(C_5H_5N \cdot HJ).$$

Количество влаги в газах, содержащих метанол или диэтиленгликоль, определяется абсорбцией соответствующими реагентами с последующим титрованием раствора до полного отделения воды, абсорбированной из газового потока.

Митчел и Смит (Mitchell and Smith) [V. 79] посвятили целую книгу методам титрометрического определения влагосодержания газов с помощью реагента Карла Фишера.

Питерс и Джангникел (Peters and Jungknikel) [V. 59] нашли, что стабильность реагента Карла Фишера может быть улучшена после замены в реагенте метанола на метилцеллосил.

Брикелл (Brickell) [V. 7] применил метод Карла Фишера для определения воды в углеводородных газах, который дает хорошие результаты как при низких, так и при высоких давлениях. Допустимая точность метода Брикелла считается равной 0,01 *кГ/тыс · н · м³* газа. Метод может быть, несомненно, усовершенствован для получения еще большей точности.

2. ДИАГРАММА ВЛАГОСОДЕРЖАНИЯ ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ

В настоящее время имеется несколько номограмм, предложенных различными авторами, для определения влагосодержания природных газов [V. 21, V. 78, V. 52, V. 56].

На рис. V. 8 приведена номограмма влагосодержания природного газа, не содержащего азот, в условиях насыщения. Эта номограмма построена по результатам ряда экспериментальных работ [V. 21, V. 22, V. 56, V. 78, V. 25].

В области, где отсутствует гидратообразование, эта номограмма находится в хорошем соответствии с номограммами, полученными Маккетта и Катцем (Mcketta and Katz) [V. 52], Маккарти, Бойдом и Рейдом (Mccarthy, Boyd and Reid) [V. 50].

При температурах ниже равновесных температур гидратообразования влагосодержание определяется из условия метастабильного равновесия паров воды над переохлажденной водой, а не над гидратом и льдом.

На рис. V. 8 влагосодержание газа дано в *г/м³* при 1 *ат* и 15,5° С в зависимости от температуры при различных изобарах. При содержании воды менее 0,8 *кг/тыс. н · м³* ошибка при определении влагосодержания газа не превышает 0,1%. Несоответствие влагосодержания газа в пределах 24 и 32 *кг/тыс. н · м³* в области низких температур по данным Скиннера [V. 78] и соответствующих линий при высоких температурах по данным Додзона и Стэндинга [V. 25] и Олдса, Сейджа и Лацея [V. 56] не могут быть объяснены.

Скиннером были получены данные о влагосодержании природного газа удельного веса 0,7 в пределах до 100 *ат* путем определения точки росы, а при высоких температурах влагосодержание было определено из условия равновесия фаз.

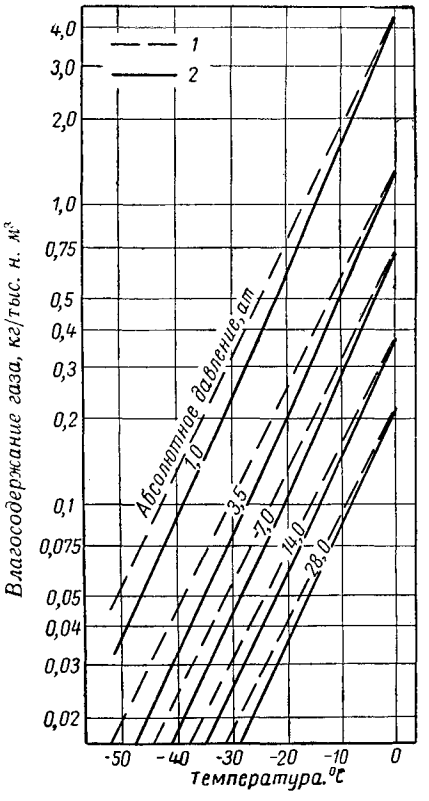


Рис. V. 9. График корректировки влагосодержания газа в равновесии со льдом.

1 — линии равновесного влагосодержания газа в равновесии с метастабильной водой (из рис. V. 8); *2* — линии равновесного влагосодержания газа в равновесии со льдом.

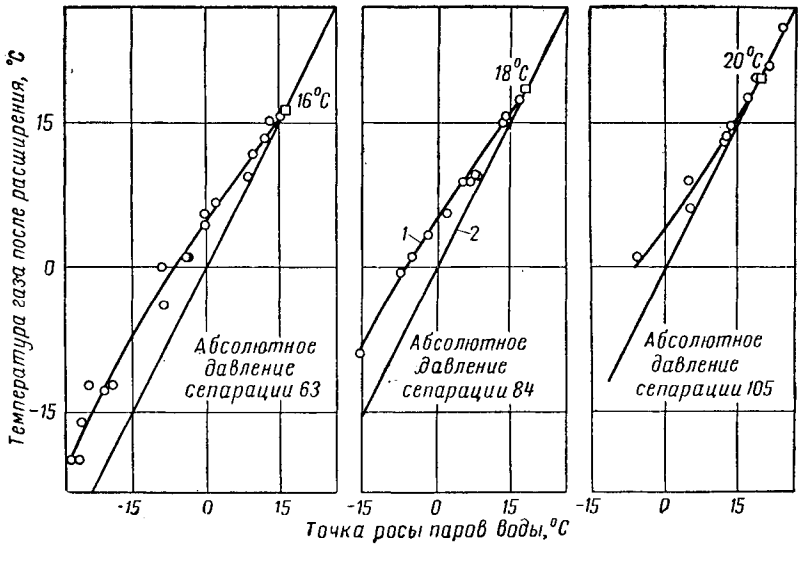


Рис. V. 10. Точки росы паров воды в равновесии с гидратами и жидкой водой [V. 66].

1 — экспериментальные данные; *2* — линии одинаковых температур.

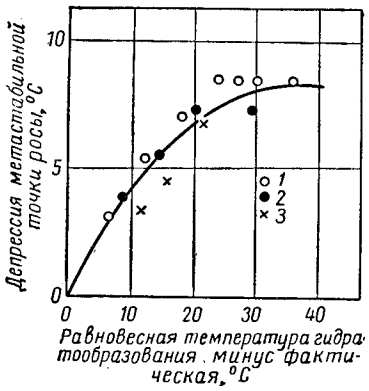


Рис. V. 11. Депрессия метастабильной точки росы гидратами.
1 — 63 *ат*; *2* — 84,5 *ат*; *3* — 105 *ат*.

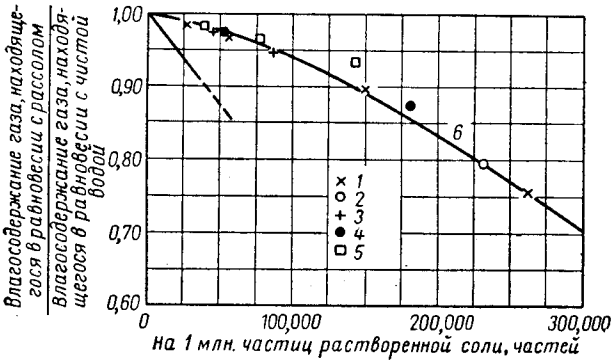


Рис. V. 12. Корректирование влагосодержания природного газа в равновесии с рассолом при атмосферном давлении.
1 — NaCl; *2* — NaOH; *3* — $MgCl_2$; *4* — $CaCl_2$; *5* — $NaHCO_3$; *6* — растворение соли при абсолютном давлении, равном единице.

Точка росы газов, находящихся в равновесии с гидратами, например в низкотемпературных сепараторах (рис. V. 10), будет ниже, чем равновесная температура [V. 33, V. 66]. На рис. V. 10, полученном Рэкордом и Селли, показано такое отклонение. Это снижение точки росы ниже температуры контакта с гидратами объясняется тем фактом, что измеряемые точки росы находятся из метастабильного равновесия [V. 41]. Из рис. V. 4 можно видеть, что метастабильная точка росы ниже, чем равновесная точка или точка гидратообразования.

Рис. V. 11, построенный по данным рис. V. 10, объясняет понижение точки росы как функцию разности между температурой, при которой газ будет первоначально образовывать гидрат, и фактической температурой образования гидрата. Например, при 63 *ат* газ согласно рис. V. 11 первоначально образует гидрат при 16° С. При равновесной температуре —9,4° С точка росы наблюдается при —17,8° С. Разница между начальной температурой 16° С и равновесной температурой —9,4° С нанесена на график как функция снижения температуры от —9,4 до —17,8° С.

При метастабильном равновесии между газом и льдом для корректировки точки росы может быть использован рис. V. 9.

Растворенные твердые вещества, находящиеся в воде, понижают парциальное давление паров воды в газовой фазе в равновесии с водным раствором. Додзон и Стэндинг [V. 25] определили влияние раствора соли на содержание воды в природных газах.

Понижение упругости паров воды при атмосферном давлении в равновесии с растворами таких солей, как хлористый натрий, хлористый магний, хлористый кальций и бикарбонат натрия, можно определить из рис. V. 12.

3. ВЛИЯНИЕ СОСТАВА ГАЗА НА ВЛАГОСОДЕРЖАНИЕ

Учитывая упругость паров воды при данной температуре, можно вычислить содержание воды в газовой фазе при низких давлениях. Упругость паров воды, отнесенная к общему давлению, определяет молярную фракцию воды для идеальных газов. Для реальных газов молярная фракция воды определяется умножением коэффициента сжимаемости газа на отношение упругости паров воды к общему давлению. В табл. V. 3 сравниваются экспериментальное и расчетное влагосодержание азота, водорода и смесей водорода и азота. Эти данные показывают, что при высоком давлении содержание воды зависит от состава газа.

Поинтинг [V. 47] установил, что внешнее давление должно увеличивать упругость паров жидкости или твердых веществ. Поправки Поинтинга к растворимости воды в газах только частично учитывают увели-

Таблица V. 3

Влагосодержание водорода и азота

Температура, °С	Давление, *ат*	Коэффициент сжимаемости	Колнчество воды в газе, % *мол.*	
			эксперимент	расчет
		Водород		
50	103	1,06	0,139	0,129
	203	1,117	0,0785	0,068
	412	1,250	0,0468	0,038
	620	1,370	0,0363	0,0268
	1050	1,615	0,0284	0,0197
		Азот		
50	103	1,006	0,156	0,122
	203	1,058	0,0979	0,0644
	412	1,251	0,0695	0,0381
	620	1,476	0,0585	0,0299
	1050	1,940	0,0405	0,0236
		75% водорода и 25% азота		
25	103	1,058	0,0440	0,033
	203	1,118	0,0285	0,0174
	412	1,266	0,0208	0,0099
	620	1,424	0,0199	0,0074
	1050	1,738	0,0197	0,0054
50	103	1,053	0,151	0,128
	203	1,112	0,094	0,067
	412	1,251	0,064	0,038
	620	1,398	0,059	0,0283
	1050	1,698	0,055	0,0207

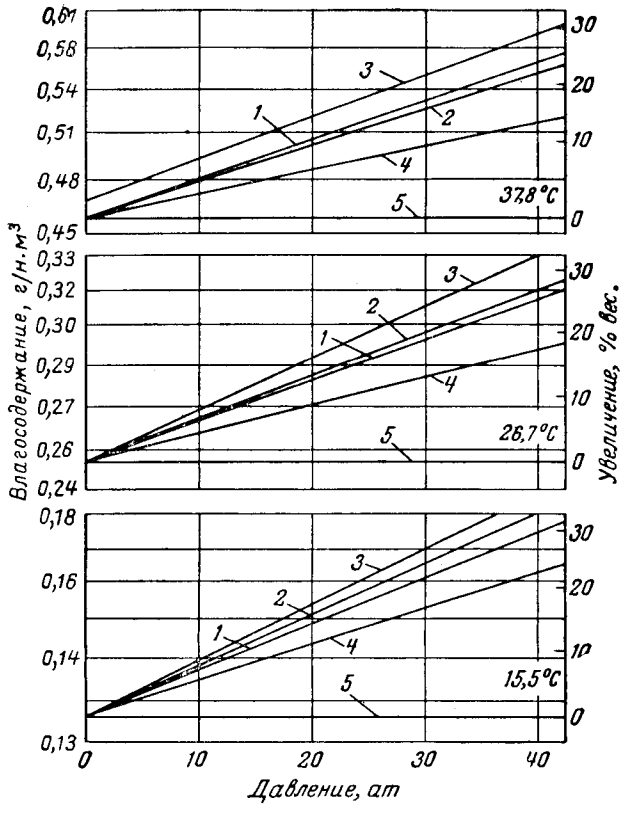


Рис. V. 13. Влагосодержание различных природных газов при указанных давлениях и температурах [V. 21].
1 — газ состава *A* (из табл. V. 4); *2* — газ состава *B* (из табл. V. 4); *3* — газ состава *C* (из табл. V. 4); *4* — газ состава *D* (из табл. V. 4).

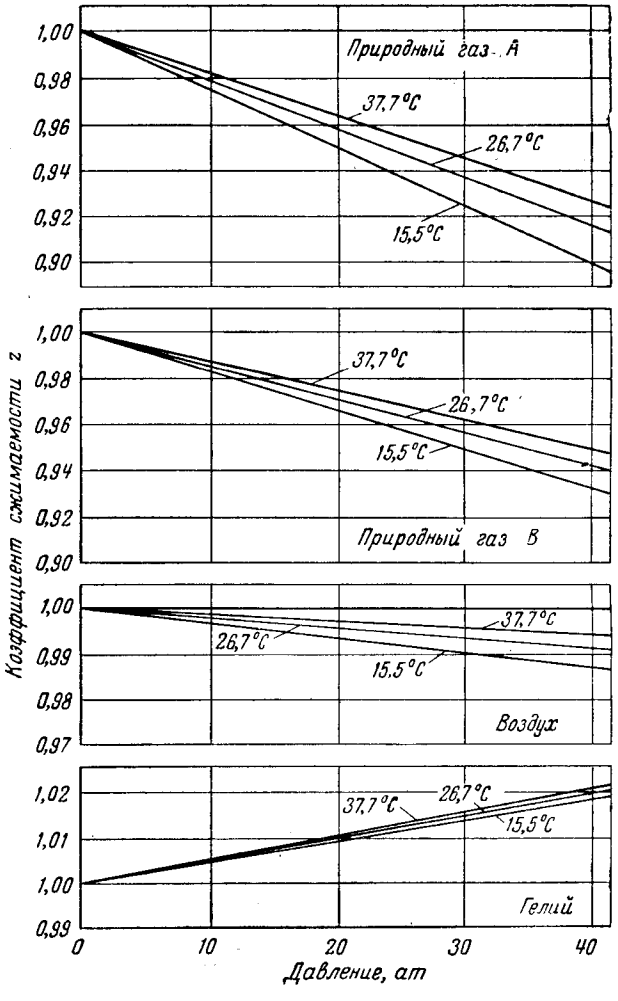


Рис. V. 14. Коэффициент сжимаемости природных газов, указанных на рис. V. 13 [V. 21].

чение растворимости воды в углеводородных газах с увеличением давления [V. 4, V. 56]. С точки зрения бинарной системы вода должна обладать очень высокой летучестью при достижении критического давления. При этом концентрация паров воды с повышением давления, как видно из табл. V. 3, возрастает. Наиболее растворимые в воде газы достигают критических условий при более низких давлениях. Данные по растворимости воды в углекислом газе [V. 88] и в сероводороде показывают, что влагосодержание природных газов, содержащих эти компоненты, увеличивается.

Дитон и Фрост (Deaton and Frost) определили (рис. V. 13), что влагосодержание природных газов уменьшается с увеличением содержания азота [V. 21]. На рис. V. 14 показано влияние давления на отклонение от законов идеального газа для природных газов; некоторые газы содержат значительное количество азота (см. табл. V. 4). Азот, содержащийся в природных газах, снижает влагосодержание, так как он способствует уменьшению отклонения от законов идеального газа и менее растворим в воде.

Таблица V. 4

Состав газа (к рис. V. 13)

Составляющие	% мол.					
	Природный газ					
	A	*B*	*C*	*D*	воздух	гелий
Воздух	—	—	—	—	100	—
Двуокись углерода	0,3	0,8	0,2	0,6	—	—
Азот	9,4	25,0	1,1	1,00	—	2,0
Гелий	—	—	—	—	—	98,0
Метан	79,4	67,4	87,9	94,36	—	—
Этан	5,9	3,7	4,4	2,64	—	—
Пропан	3,3	1,9	4,9	0,96	—	—
Бутан	1,7	1,2	1,5	0,44	—	—
	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0

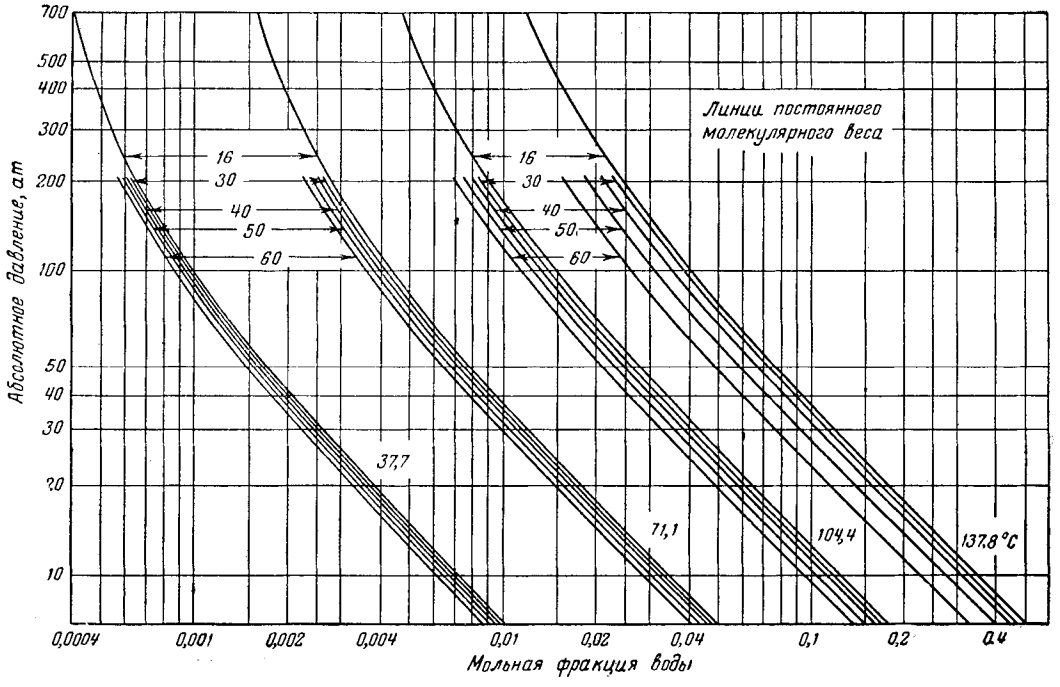


Рис. V. 15. Влияние молекулярного веса на влагосодержание системы метан — бутан — вода [V. 52].

Из мольного состава газов, приведенных на рис. V. 13, видно, что на влагосодержание газа наряду с отклонением от законов идеального газа влияют его растворимость в воде и другие факторы.

Маккетта и Катц (Mcketta and Katz) [V. 51, V. 52] определили содержание паров воды в равновесном состоянии в метано-бутановодной системе. Влияние добавления бутана к метану показано на рис. V. 15. Влияние молекулярного веса на влагосодержание увеличивается с повышением температуры. Так как в природных газах от метана до газов удельного веса 1,0 молекулярный вес изменяется от 16 до 30, по данным метан-бутановых смесей влиянием снижения влагосодержания природных газов с увеличением их молекулярного веса в технических расчетах можно пренебречь.

4. РАСТВОРИМОСТЬ ВОДЫ В ЖИДКИХ УГЛЕВОДОРОДАХ

Кобаяши и Катцем (Kobayashi and Katz) [V. 39, V. 40] было исследовано влагосодержание пропана и других газов при различных условиях. На рис. V. 16 показано влагосодержание в газовой и жидкой фазах в системе пропан — вода в трехфазной области при докритическом состоянии. На рис. V. 17 приведено влагосодержание различных природных газов при критических условиях в области трехфазного состояния. На рис. V. 18 приведено влагосодержание пропана в области двухфазного состояния. При высоких давлениях равновесная система может рассматриваться как жидкость (пропан) — жидкость (вода), в то время как при низких давлениях и высоких температурах может рассматриваться как равновесие пар (пропан) — жидкость (вода).

На рис. V. 19 приведены кривые растворимости воды в различных углеводородных жидкостях.

На рис. V. 20, *а* и *б* показан характер растворимости воды в газе и жидких углеводородах, где концентрация

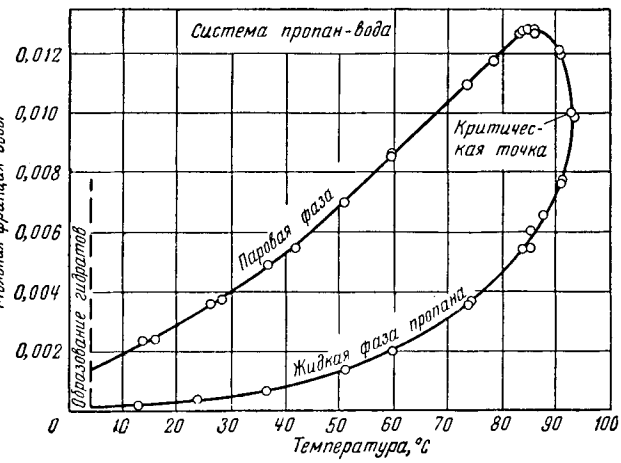


Рис. V. 16. Концентрация воды в насыщенном пропане в трехфазной области [V. 40].

воды изображена как функция температуры, фазового молярного объема и молекулярного веса [V. 40]. Этот график имеет общий характер и может быть применим к углеводородам в жидкой и газообразной фазах. Фазовый молярный объем, выраженный в *см³/моль*, может быть вычислен по коэффициенту сжимаемости или по графикам плотности.

Константы равновесия для воды могут быть получены для систем углеводорода в области трехфазного состояния L_1—L_2—C.

$$K = \frac{\text{мольная фракция воды в парах}}{\text{мольная фракция воды в углеводородной жидкости}}.$$

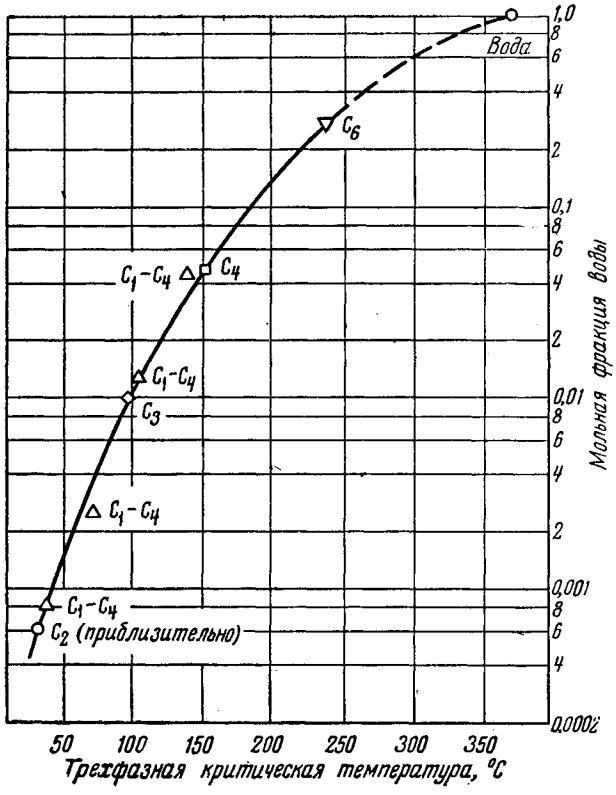


Рис. V. 17. Состав углеводородной фазы в условиях трехфазного критического состояния [V. 40].
(Углеводород-вода)

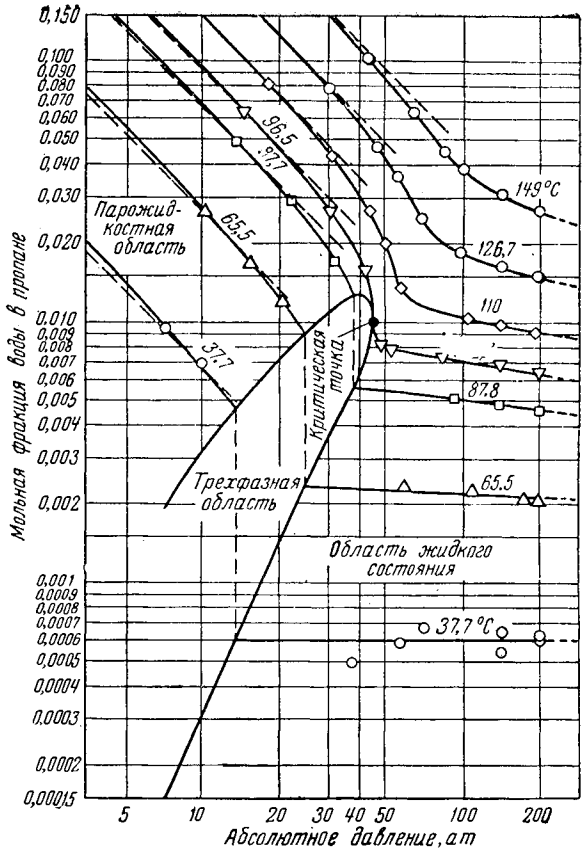
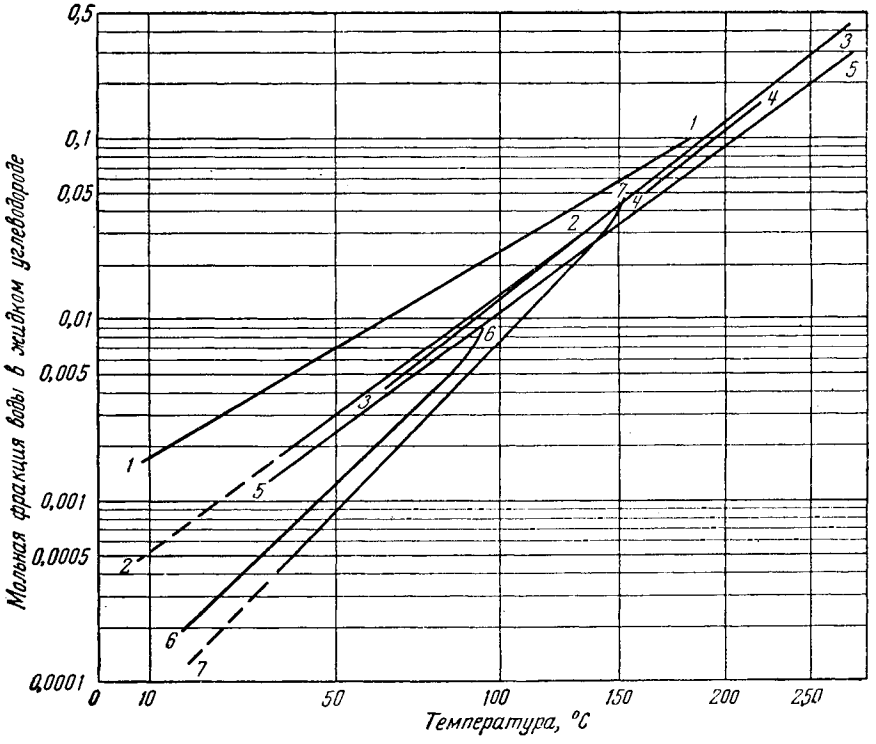


Рис. V. 18. Влагосодержание пропана в области двухфазного состояния [V. 40].

Рис. V. 19. Растворимость воды в жидких углеводородах.

Наименование	Молекулярный вес	Литература
Газолин (*1*) . . .	90	V·1
Изобутен (*2*) . . .	56	V·45
Тяжелая нефть (*3*)	434	V·1, V·31
Нефть (*4*)	147	V·31
Керосин (*5*) . . .	173	V·1, V·31
Пропан (*6*)	44	V·39, V·32
н-Бутан (*7*) . . .	58	V·63



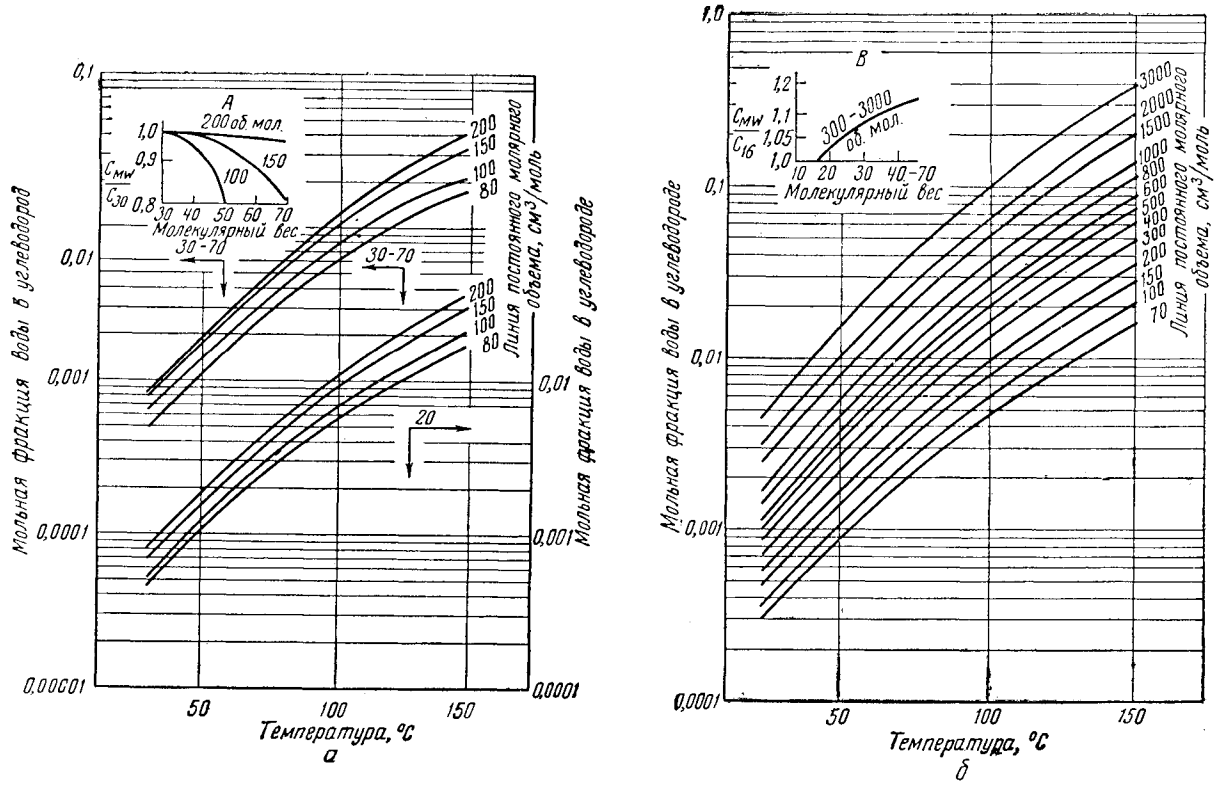


Рис. V. 20. Влагосодержание углеводородов, определенное по фазовой плотности.
A — корректировка на молекулярный вес при 30—70 *м*, в. для вязких мол. объемов; *B* — корректировка на молекулярный вес.

На рис. V. 21 приведены константы равновесия, которые могут быть использованы для подсчета распределения воды между газовой и жидкой фазами в природных газах. График приведен для системы метан — бутан — вода, изученной Маккетта и Катцем (Mcketta and Katz) [V. 51]. Если вода присутствует при температурах выше 93,3° С, константы равновесия углеводородов при расчетах парожидкостных смесей могут значительно отличаться от констант равновесия безводных смесей [V. 51]. Поетмат и Диен (Poettmann and Dean) [V. 60] и Джантри и Гюнтер (Gentry and Gunther) [V. 32] определили константы равновесия для пропана и пропилена.

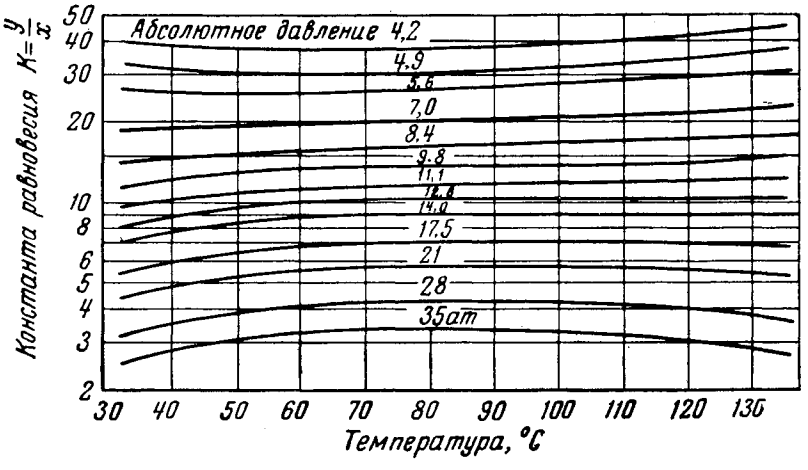


Рис. V. 21. Константы равновесия для воды между газовой и жидкой фазами углеводородов природных газолиновых систем.

Леланд (Leland) [V. 45] вычислил растворимость воды в чистых углеводородах, использовав концепции внутримолекулярной потенциальной энергии [V. 72] и результаты исследований Хилдебранда и Скотта (Hildebrand and Scott) [V. 37]. Этот метод основан на молекулярных моделях, для которых сделаны следующие допущения.

1. Взаимная энергия двух молекул зависит от расстояния между ними и не зависит от других соседних молекул и температуры.

2. Распространение молекул свободное.

3. Изменения в объеме при смещении (молекул) при постоянном давлении равно нулю.

Леланд затем предложил эмпирический метод для объединения вириальных коэффициентов чистых газов. В табл. V. 5 приведены результаты сравнения расчетных и экспериментальных величин растворимости насыщенных углеводородов в системе изобутен — вода.

Таблица V. 5

Растворимость воды в изобутене [V. 46]

Температура, °С	Давление, *ат*	Мольная фракция воды	
		расчетная	экспериментальная
37,8	70,3	0,00179	0,00173
	421,9	0,00159	0,00162
	703,0	0,00158	0,00158
71,1	70,3	0,00571	0,00554
	421,9	0,00431	0,00493
	703,0	0,00398	0,00455
104,4	70,3	0,01272	0,01445
	421,9	0,01005	0,01180
	703,0	0,00915	0,01085
137,8	70,3	0,294	0,0322
	421,9	0,0211	0,0260
	703,0	0,0190	0,0229

Робин и Водар (Robin and Vodar) [V. 70] применили потенциал Ленарда — Йонеса (Lennard — Jonec) к растворимости метанола, воды и ксенона в сжатых газах. Расчет их основан на предположении, что растворимость жидкостей (или твердых веществ) в сжатых газах происходит вследствие двух явлений: 1) увеличения упругости паров жидкости от давления; 2) взаимодействия молекул жидкости и сжатого газа, стремящегося обычно увеличить количество жидкости, содержащейся в газовой фазе.

Явление 1 характеризуется эффектом Пойнтинга (Poyntings) с учетом поправок для реального газа. Соответствие между экспериментальными и расчетными данными находится в пределах 100—200 *ат*, но в дальнейшем несоответствие становится значительным. Эти расчеты необходимы для общего объяснения растворимости воды в таких газах, как метан и легкие углеводороды, которые рассматриваются как неполярные.

Леланд (Leland) [V. 45] и Хибберд и Шелло (Hubbard and Schallo) [V. 36] рекомендуют следующее уравнение для построения графика растворимости воды в жидких углеводородах:

$$\ln x_1 = \frac{I_1^{\infty} - I_1^{0}}{RT} + C, \qquad (V.\ 1)$$

где x_1 — мольная фракция воды; I_1^{∞} — парциальная молярная энтальпия раствора; I_1^{0} — молярная энтальпия чистой жидкости в растворе; R — газовая постоянная; T — абсолютная температура; C — постоянная интегрирования.

Предположение, что разница $I_1^{\infty} - I_1^{0}$ не зависит от температуры, удовлетворяет условиям растворимости воды в углеводородных жидкостях, за исключением области, близкой к критической температуре углеводородного растворителя [V. 40; V. 45].

Растворимость воды в различных жидких углеводородах в области трехфазного состояния L_1—L_2—g показана на рис. V. 19 в форме, предполагаемой уравнением (V. 1).

При низких и средних давлениях значения растворимости могут быть использованы для определения равновесного соотношения концентрации воды в газовой фазе концентрации в жидких углеводородах на основе законов Дальтона и Генри (Dalton and Henry) [V. 30].

$$K = \frac{y_{H_2O}}{x_{H_2O}} = \frac{P}{x_S p}, \qquad (V.\ 2)$$

где K — константа равновесия при общем давлении и температуре T; y — мольная фракция воды в газовой фазе; x — молярная фракция воды в жидком углеводороде; P — упругость паров воды при температуре T; x_S — молярная фракция воды при насыщении; p — общее давление системы.

Величины x_S при известном молекулярном весе углеводорода можно определить на рис. V. 19. Общее давление системы может быть взято как сумма упругости паров углеводородов и воды без значительной погрешности, пока растворимость в углеводородах не достигнет нескольких молярных процентов. Фактическое давление системы будет несколько превышать сумму упругости паров углеводородов и воды. По уравнению (V. 2) были определены константы равновесия K воды с углеводородами молекулярного веса около 170 (рис. V. 22).

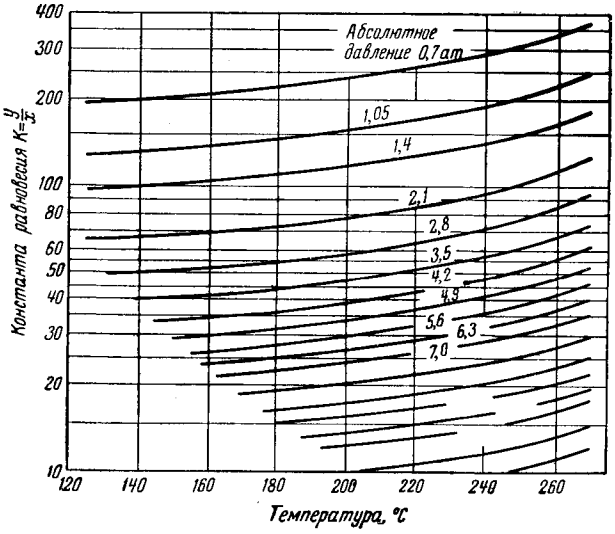


Рис. V. 22. Константы равновесия для воды между газовой и жидкой фазой углеводородов молекулярного веса 170.

5. РАСТВОРИМОСТЬ УГЛЕВОДОРОДОВ В ВОДЕ

Растворимость чистых углеводородов и природных газов в воде изучалась многими авторами [V. 9, V. 16, V. 19, V. 25, V. 40, V. 46]. Парафиновые углеводороды очень слабо растворяются в воде даже при высоких давлениях. Вследствие водородной ненасыщенности может увеличиваться растворимость углеводородов в воде [V. 46].

Додсон и Стендинг (Dodson and Standing) [V. 25], определявшие растворимость природного газа в воде, нашли, что растворимость природных газов имеет те же особенности, что и метан, при растворении в воде.

На рис. V. 23 приведены кривые растворимости природного газа в воде при давлениях до 350 *ат* и температуре до 125° С.

Растворимость природного газа в воде уменьшается в присутствии растворенных твердых частиц в жидкости. На рис. V. 24 приведены кривые растворимости метана в воде, природного газа в воде и природного газа в растворе соли.

Кулберзон и Маккетта (Culberson and Mcketta) опубликовали данные по растворимости метана и этана

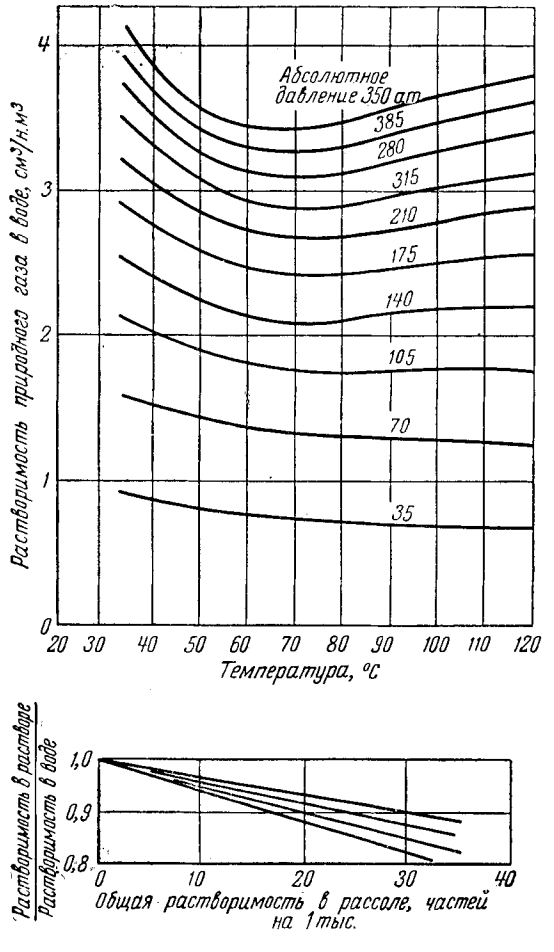


Рис. V. 23. Растворимость природного газа в воде [V. 25].

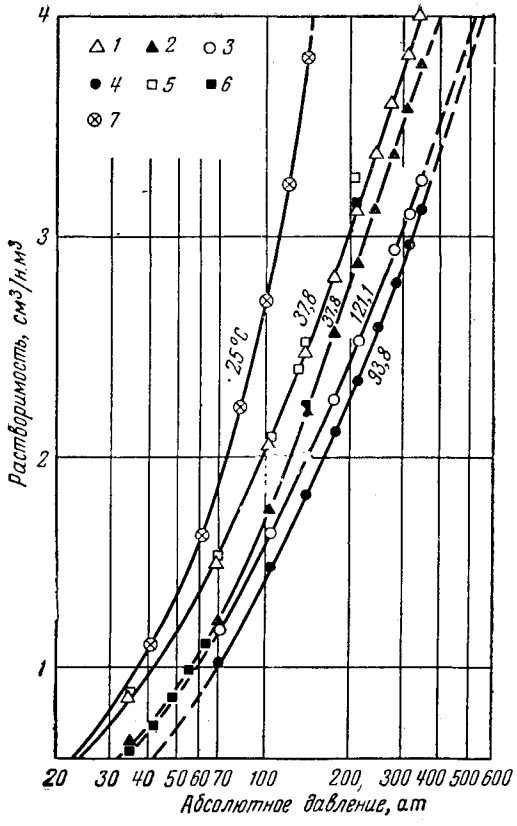


Рис. V. 24. Растворимость природных газов в жидкости [V. 52].

1 — 37,8° С } природный газ — вода [V. 25];
2 — 121,1° С }
3 — 37,8° С } природный газ — рассол 34 000 частей [V. 25];
4 — 93,3° С }
5 — 37,8° С } метан — бутан — вода [V. 51];
6 — 137,8° С }
7 — 25° С — метан — вода [V. 20].

в воде при давлении до 700 *ат* (рис. V. 25 и V. 26) [V. 17, V. 18]. Кобаяши и Катц (Kobayashi and Katz) определили растворимость пропана в воде (рис. V. 27).

Растворимость углеводородов в воде может быть определена на основе закона Генри для разбавленных растворов $p_1 = Hx_1$ (V. 3), где газ ведет себя как идеальный [V. 3], или $f_1 = Hx_1$ (V. 4), где газ ведет себя как реальный [V. 4]. Здесь p_1 — парциальное давление компонента *1*; x_1 — концентрация компонента *1* в растворе; H — константа закона Генри; f_1 — парциальная летучесть компонента *1*.

Для данного вещества константа закона Генри есть функция только температуры, поскольку она оценивается при низких давлениях для условий идеального газа и разбавленных растворов. На рис. V. 28 приведены константы закона Генри для отдельных составляющих природных газов. Каждый газ имеет характерный максимум константы при определенной температуре.

Более строгий подход к вопросу растворимости неполярных газов в жидкостях был предложен Кричевским и Казарновским [V. 44] и Уибе и Гедди [V. 88].

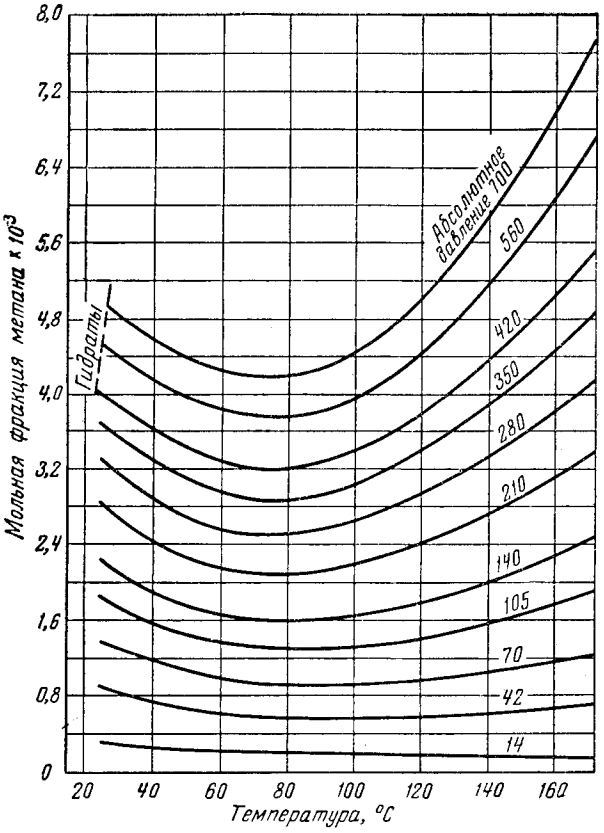


Рис. V. 25. Растворимость метана в воде [V. 18]

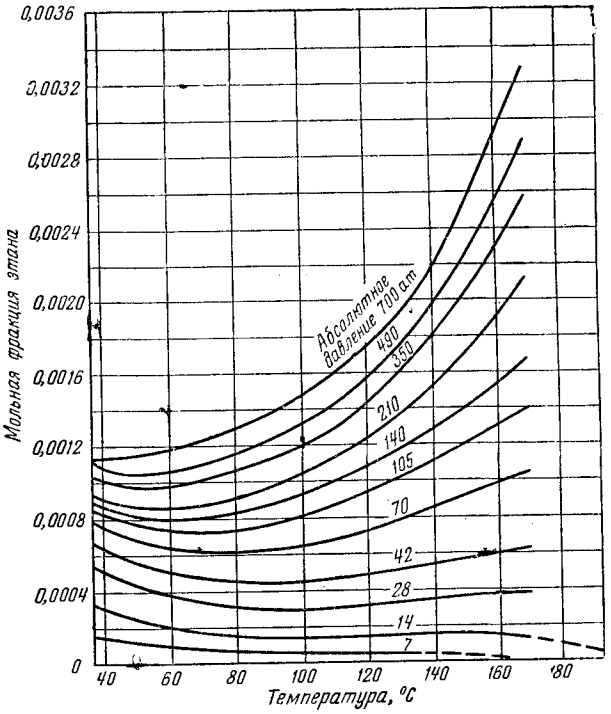


Рис. V. 26. Растворимость этана в воде [V. 17]

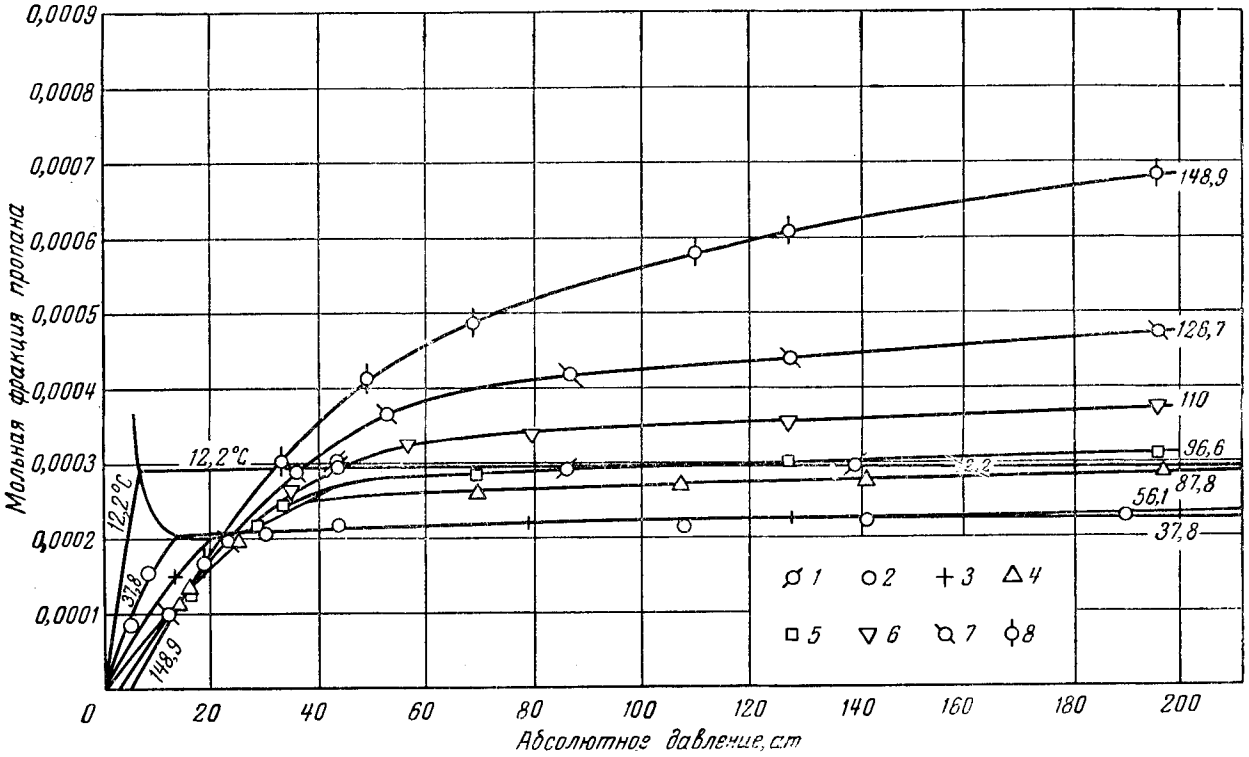


Рис. V. 27. Растворимость пропана в воде [V. 40] (пропан — вода).

1 — 12,2° С; *2* — 38,0° С; *3* — 56,0° С; *4* — 88,0°С; *5* — 96,5° С; *6* — 110,0° С; *7* — 127,0° С; *8* — 149,0° С.

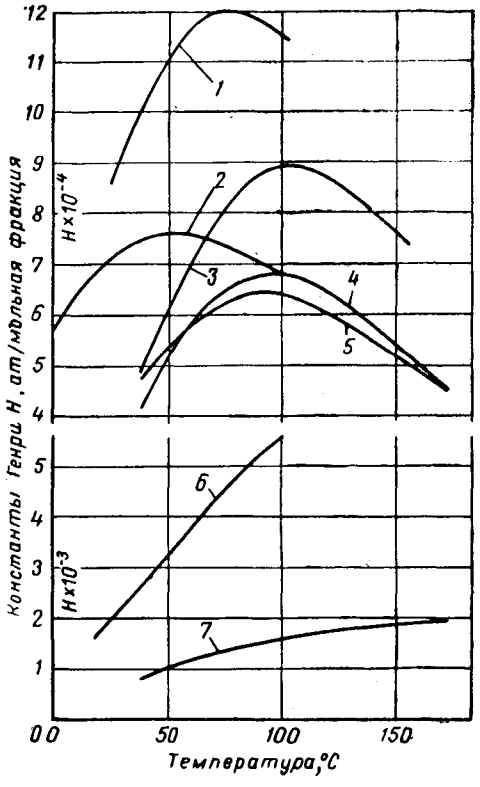


Рис. V. 28. Константы Генри для определения растворимости углеводородов в воде [V. 40].

1 — азот [V. 44, V. 89]; *2* — водород [V. 44, V. 88]; *3* — пропан [V. 39]; *4* — этан [V. 17, V. 39]; *5* — метан [V. 17, V. 39]; *6* — окись углерода [V. 87, V. 88]; *7* — сероводород [V. 77].

Уравнение, данное Кричевским и Казарновским, было преобразовано Леландом [V. 45] к виду

$$\ln \frac{f_2}{x_2} = \ln H + \frac{\overline{V}_2}{RT}(p - p_в), \qquad (V.5)$$

где f_2 — парциальная летучесть растворенного газа; x_2 — молярная фракция растворенного вещества; $\overline{V}_2$ — парциальный мольный объем газа, растворенного в воде (принято рассматривать как функцию только температуры); $p_в$ — давление насыщения чистой воды; T — абсолютная температура; H — константа закона Генри при $p = p_в$.

Кобаяши и Катц (Kobayashi and Katz) [V. 40] применили это соотношение к фазе жидкой воды в бинарной системе вода—углеводород для определения величин $\overline{V}_2$ (рис. V. 29) [V. 30]. Леланд, Маккетта и Кобе (Leland, Mcketta and Kobe) [V. 46] применили это уравнение к двум жидким системам: изобутен — вода. При приближении к критической точке углеводорода отклонение от изотермического графика $\ln(f_2/x_2)$ в зависимости от $p - p_в$ показывает, что величина $\overline{V}_2$ не может быть принята независимой от давления.

Более общему применению уравнения (V. 5) мешает отсутствие данных о парциальной летучести и парциальном объеме для смесей. Уравнение (V. 5) может быть с успехом использовано в настоящее время путем экстраполяции данных промежуточного давления к более высоким давлениям.

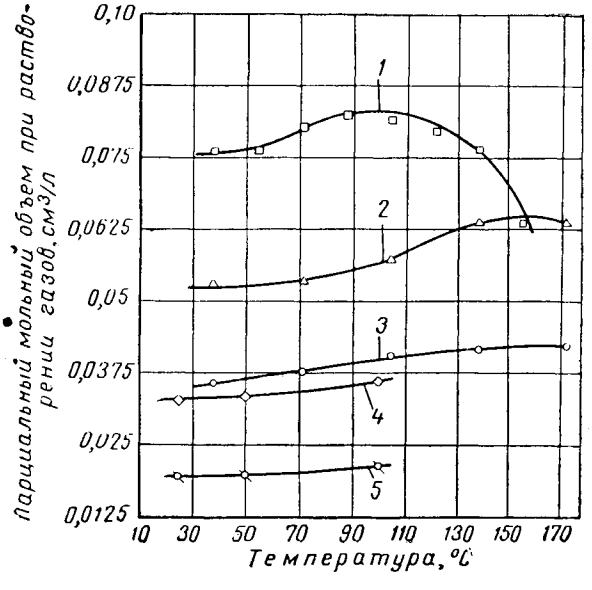


Рис. V. 30. Парциальный мольный объем чистых углеводородов H_2 и N_2, растворенных в воде [V. 40].

1 — пропан; *2* — этан; *3* — метан; *4* — азот; *5* — водород.

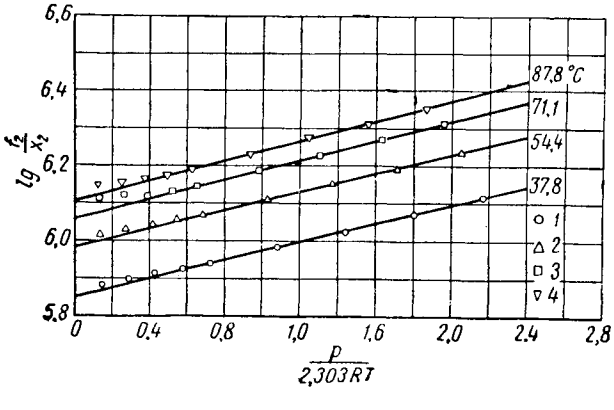


Рис. V. 29. График определения растворимости пропана в воде при использовании парциального объема и константы Генри [V. 40].

Пропан — вода, *1* — 37,8° С; *2* — 54,4° С; *3* — 71,1° С; *4* — 87,8° С.

§ 3. ГИДРАТЫ УГЛЕВОДОРОДНЫХ ГАЗОВ

Гаммершмидт (Hammerschmidt) [V. 33] обратил внимание на то, что «замораживание» газопроводов происходит вследствие образования гидратов. Большая предварительная работа была проделана учеными Европы, которые исследовали свойства различных веществ [I. 9]. Фарадей (Faraday) впервые обнаружил газовые гидраты в своих исследованиях гидратов хлора [V. 27]. Обзор исследований образования гидратов в метане, этане и двуокиси углерода приводится в работе Шредера (Schroeder) [V. 76].

Гаммершмидтом были описаны условия образования гидратов природного газа. Поскольку проблема образования гидратов приобрела практическое значение, были проведены большие исследования при изучении гидратов Дитоном и Фростом (Deaton and Frost) [V. 21, V. 28], Катцем с сотрудниками [V. 12, V. 90, V. 43, V. 38, V. 42, V. 55, V. 84] и другими [V. 77, V. 49, V. 65, V. 69, V. 2, V. 3, V. 48] для бинарных и многокомпонентных смесей углеводородов и воды.

Недавно были исследованы структуры гидратов теоретически [V. 14, V. 57, V. 81] и при помощи рентгеноструктурного анализа [V. 15, V. 82].

1. СВОЙСТВА ГИДРАТОВ УГЛЕВОДОРОДНЫХ ГАЗОВ

Гидраты углеводородных газов обладают рядом свойств, которые приписываются отдельным химическим компонентам, но, с другой стороны, они ведут себя как растворы газов в твердых кристаллах.

В результате экспериментальных исследований и термодинамических анализов были получены формулы, характеризующие состав гидратов.

Неустойчивость гидратов при низких давлениях повлияла на неточность экспериментальных исследований. Экспериментальное определение образования гидратов проводится обычно в аппаратуре, имеющей окна для наблюдения. На рис. V. 31 приведена схема камеры со стеклянным окном, использованная для определения гидратообразования для системы метан—пропан—вода [V. 12].

Равновесная точка гидратообразования определяется путем понижения температуры смеси природных газов, насыщенных водой до начала образования гидратов при постоянном давлении. При этом гидраты образуются только в присутствии жидкой воды.

По внешнему виду гидратные кристаллы напоминают лед или мокрый спрессованный снег. Когда давление снижается, чтобы вызвать распад кристаллов, кристаллы не меняют внешнего вида. При уменьшении давления кристаллы издают слабый треск (который слышен, если приложить ухо), что указывает на распад кристаллов. Кристаллы гидратов природного газа подобно льду плавают на поверхности воды и имеют удельный вес от 0,88 до 0,90 $Г/см^3$.

Большие рентгеноструктурные исследования показывают, что имеются два типа решеток: пентагондодэкаэдр (кубический) и решетка «бриллиант». Основные данные этих решеток приведены в табл. V. 6. Основные гипотезы, используемые Клауссеном (Claussen) [V. 13], следующие.

Таблица V. 6

Физические показатели решетки гидратов [V. 13]

Фактор	Тип решетки «бриллианта»	Кубический тип решетки
Постоянная решетки A	17	12
Число молекул воды, образующих решетку	136	46
Число малых полостей	16	2
Число средних полостей	0	6
Число больших полостей	8	0
Гипотетическое число гидратов:		
при заполнении всех полостей	$5^2/_3$*	$5^3/_4$
при заполнении только больших полостей	17	$7^2/_3$

* [V. 13].

1. Основной каркас гидрата составляют молекулы воды, свободное пространство между которыми занимают молекулы углеводородных или инертных газов, не образуя химически стойких связей с водой.

2. Эта решетка аналогична решетке льда [V. 21, V. 76], однако в отношении теплоты образования имеются некоторые различия, так как структура льда не имеет пустот для размещения молекул газов.

Из парафиновых углеводородных гидратов было изучено только строение гидрата пропана [V. 82]. На рис. V. 32 приведена величина молекул газов, образующих гидраты, и соотношение молекул воды и газов. Эта диаграмма, подготовленная Штакельбергом (Stackelberg) [V. 81] и Клауссеном (Claussen) [V. 13, V. 14], показывает, что молекулы меньше 4Å и больше 6,9 Å не могут образовать гидраты.

По-видимому, две молекулы аргона заполняют большое пространство и дают теоретическую формулу

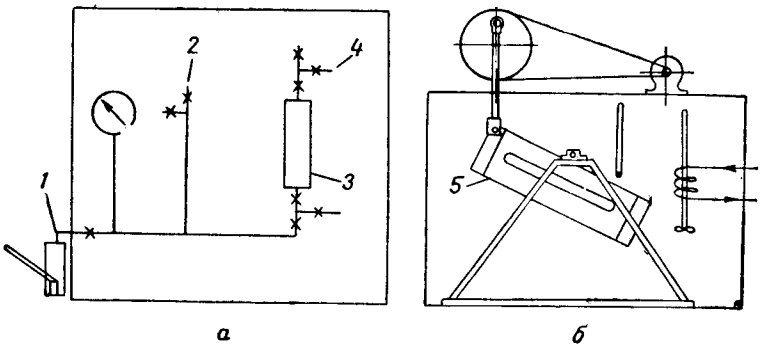


Рис. V. 31. Аппаратура (схема) для образования гидратов.

а — контрольный пункт; *б* — аппарат гидратообразования. *1* — насос; *2* — патрубок к цилиндру гидратообразования; *3* — бомба-накопитель газа; *4* — патрубок к газовому цилиндру; *5* — бомба-реактор (цилиндр гидратообразования).

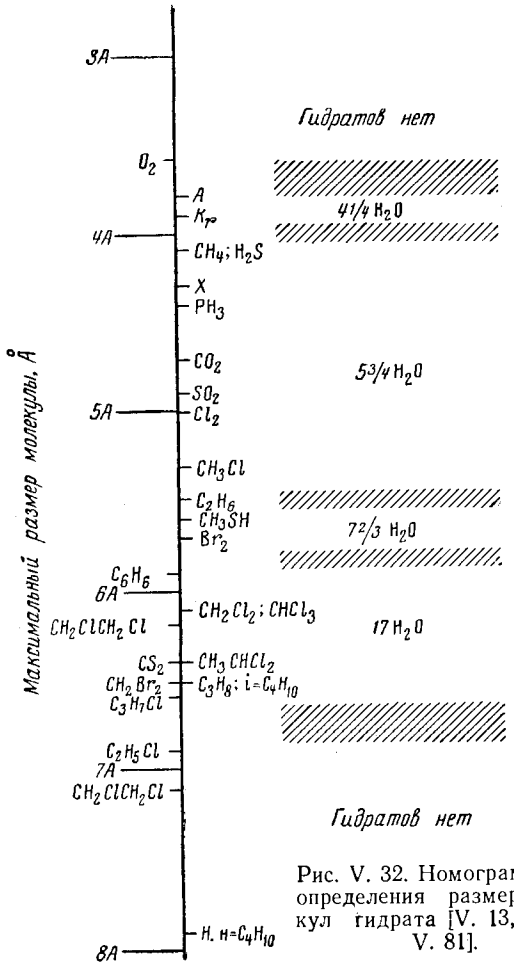


Рис. V. 32. Номограмма для определения размера молекул гидрата [V. 13, V. 14, V. 81].

гидрата $A \cdot 4^1/_4H_2O$ [V. 20]. Пропан дает гидраты с теоретической формулой $C_3H_8 \cdot 17H_2O$.

Наибольшей молекулой из углеводородов, которая образует гидраты, является циклопентан [V. 48]. Изопентан и метилциклопентан не образуют гидратов [V. 48]. Незначительные концентрации этана или пропана в метане сильно понижают давление, требуемое для образования гидратов (рис. V. 33 и V. 34) [V. 21]. Во время исследований молекулярной модели углеводородов и кристаллической структуры гидратов определили, что молекулы свободно вращаются в пустотах, образуемых между молекулами воды [V. 20, V. 81].

Число молекул воды, связанное каждой молекулой газа, показано на рис. V. 32. При экспериментальных работах получают иное число молекул, связанных одной молекулой газа, однако точного значения их числа еще не имеется. Бутан имеет критическую температуру гидратообразования $+1°C$ и узкий диапазон температуры гидратообразования выше $0°C$ [V. 90]. Однако в присутствии других газов бутан дает гидраты и при более высокой температуре. Гидраты являются твердыми растворами. Изучение системы метан—пропан—вода показывает, что нон-вариантная точка (точка наличия четырех фаз) имеет одну степень свободы (рис. V. 35), которая соответствует одной твердой фазе. При изучении составов углеводородных гидратов было получено плавное изменение в составе в зависимости от температуры (рис. V. 36).

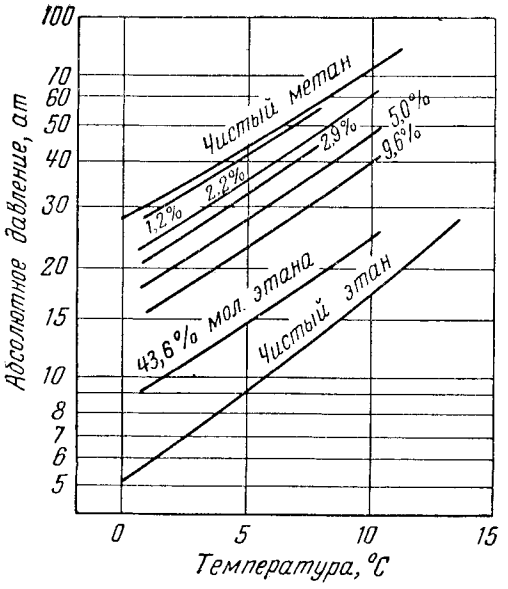


Рис. V. 33. Условия образования гидратов метан-этановой смеси [V. 21].

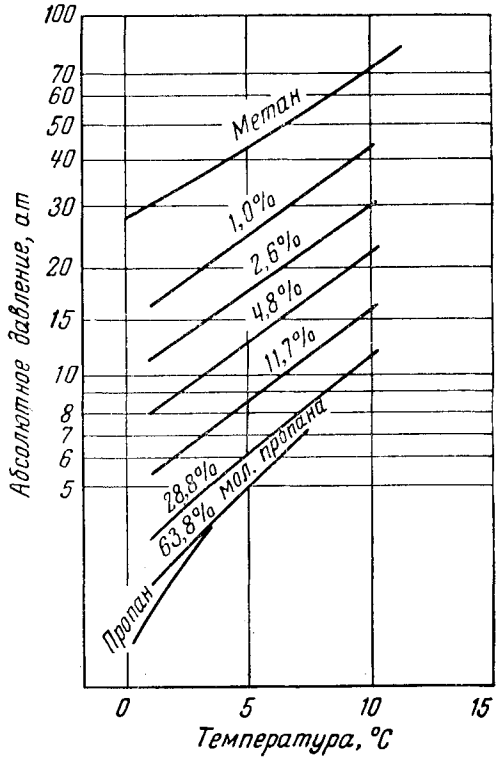


Рис. V. 34. Условия гидратообразования метан-пропановой смеси [V. 21].

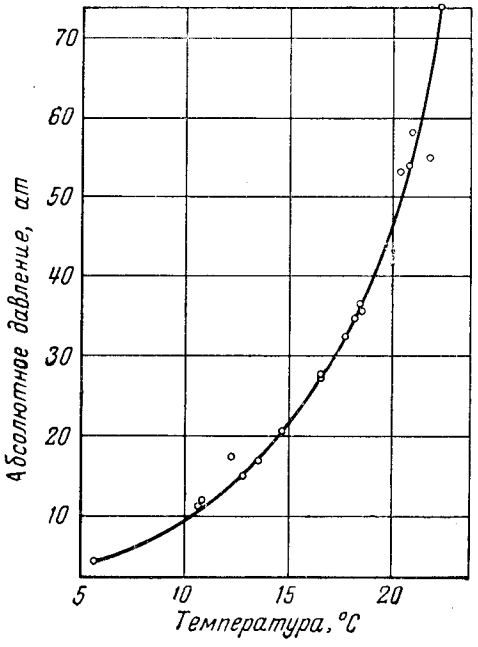


Рис. V. 35. Кривая точек четырехфазного состояния системы метан — пропан — вода [V. 12].

2. УСЛОВИЯ ОБРАЗОВАНИЯ ГИДРАТОВ

Для данного состава газа начальные условия образования гидратов могут быть представлены равновесными кривыми на графике в координатах давление — температура. Условия образования гидратов для бинарных систем парафиновых углеводородов при наличии жидкой воды приведены на рис. V. 37, который построен на основе работ [V. 12, V. 21, V. 42, V. 69, V. 76, V. 85, V. 90, I, 9]. Пентан и гексан гидратов не образуют. Если они и образуют гидраты, то из рис. V. 37 можно сделать вывод, что они образуют гидраты только при температуре ниже 0° С. Другие газы образуют гидраты при насыщении парами воды, как показано на рис. V. 38; равновесная привая гидрат — вода пересекает кривую $V—L—L_2$ в точке, в которой находятся в равновесии четыре фазы — гидрат, вода, жидкие углеводороды и газ. Выше этой точки равновесная кривая образования гидратов идет почти вертикально. На рис. V. 33 и V. 34 показано влияние концентрации этана и пропана в газовой фазе на условия гидратообразования для систем метан—этан—вода и метан—пропан—вода. Небольшие изменения в концентрации этана и пропана в газовой фазе вызывают значительные изменения в равновесной кривой гидратообразования.

Некоторыми исследователями [V. 21, V. 90] получены равновесные кривые гидратообразования для некоторых природных газов (рис. V. 39).

На рис. V. 40 приведены равновесные кривые гидратообразования, полученные Катцем [V. 38] для природных газов различного удельного веса (по воздуху). Азот, находящийся в природном газе, значительно влияет на условия образования гидратов [V. 21]. Равновесные графики образования гидратов природных газов содержащих различное количество азота, приведены на рис. V. 41.

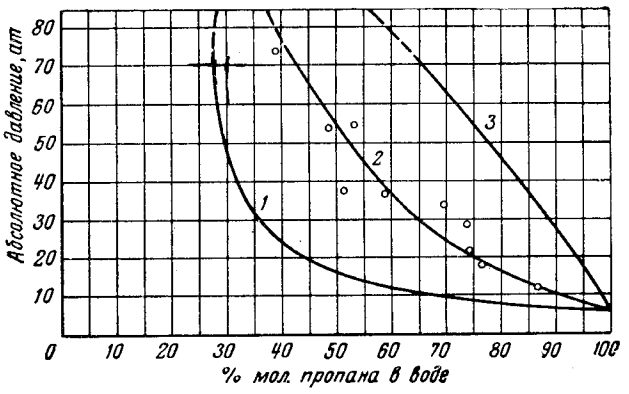


Рис. V. 36. Фазовый состав системы метан — пропан — вода [V. 12].

1 — пары углеводородов; *2* — гидрат; *3* — жидкость.

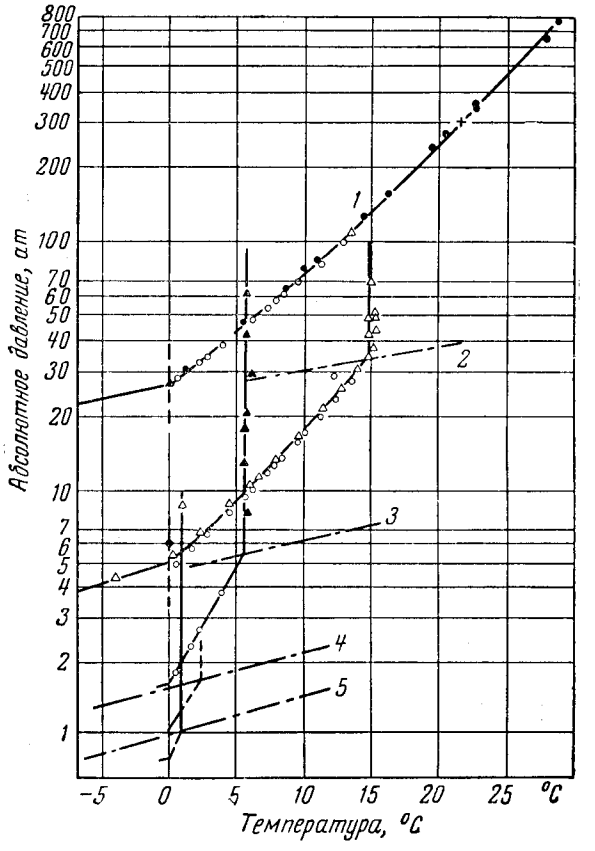


Рис. V. 37. Условия образования гидратов парафиновых углеводородов.

1 — метан; *2* — этан; *3* — пропан; *4* — изобутан; *5* — *н*-бутан.

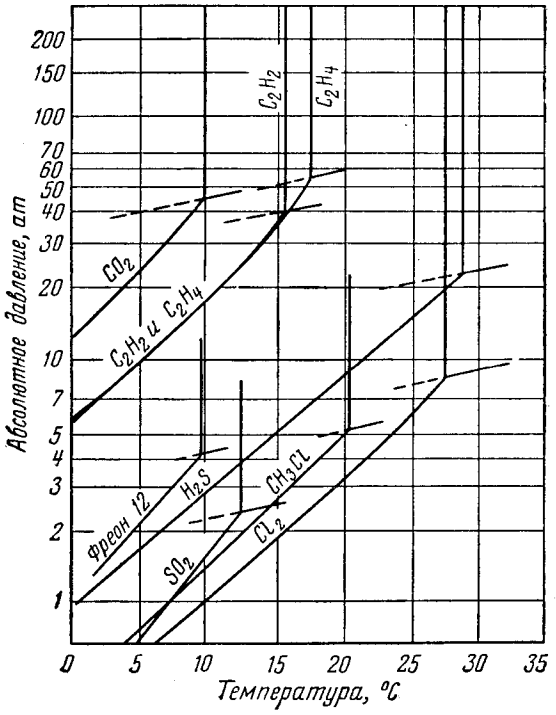


Рис. V. 38. Условия гидратообразования для неуглеводородных газов.

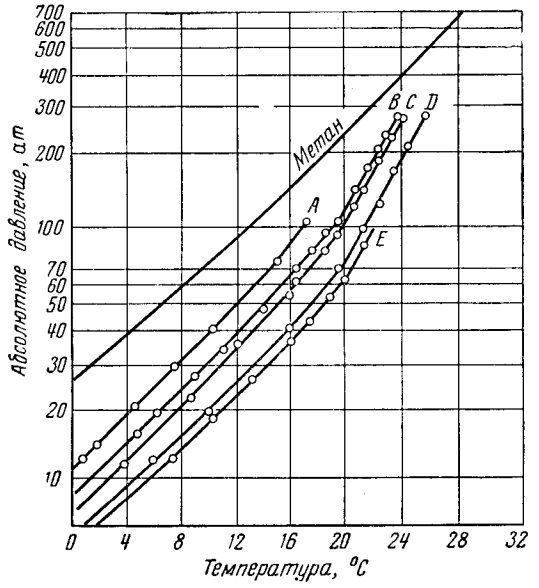


Рис. V. 39. Условия гидратообразования природных газов [V. 21, V. 90, V. 42].

3. ОПРЕДЕЛЕНИЕ УСЛОВИЙ ОБРАЗОВАНИЯ ГИДРАТОВ ПО КОНСТАНТАМ РАВНОВЕСИЯ

Как указано выше, твердые газовые гидраты ведут себя до некоторой степени как растворы газов в твердых кристаллах. Плотность газов, выделяющихся при

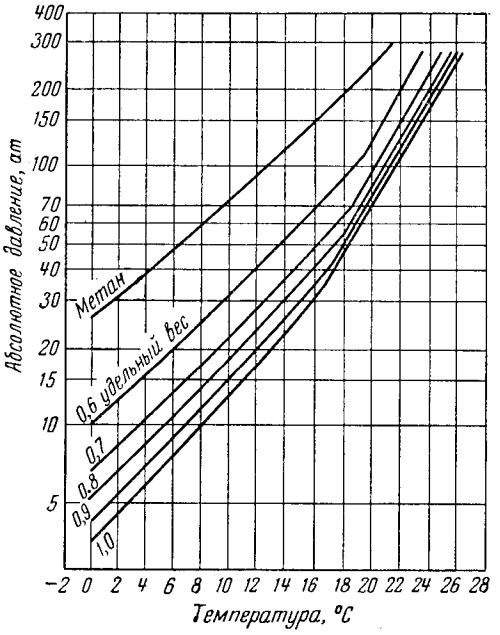


Рис. V. 40. Условия гидратообразования природных газов в зависимости от удельного веса (по воздуху) [V. 38].

разложении гидратов природных газов [V. 12, V. 90], постепенно увеличивается, и таким образом газы напоминают твердые растворы. По аналогии с равновесием жидкость — пар Вилкокс, Карсон и Катц (Wilcox, Carson and Katz) [V. 90] предположили, что условия образования гидратов могут быть определены на основе эмпирически определяемых констант равновесия пар — твердое вещество

$$K_{V-S} = \frac{y}{x_s}, \qquad (V.\,6)$$

где y — молярная фракция углеводородов в газовой фазе, насыщенной парами воды; x_s — молярная фракция углеводорода в гидрате.

Карсон и Катц (Carson and Katz) дают равновесные константы для метана, этана, пропана и изобутана. В позднейших исследованиях константы равновесия пар — твердое вещество были определены для трехкомпонентной смеси метана, двуокиси углерода и воды [V. 84], а также метана, сероводорода и воды [V. 55]. Эти константы равновесия представлены на рис. V. 42—V. 47. В присутствии легких углеводородов константы равновесия для низкой концентрации *н*-бутана могут быть взяты как константы этана.

Для азота и углеводородов тяжелее бутана равновесные константы берутся как бесконечность, так как они затрудняют образование смешанных гидратов. Константы равновесия принимаются как функция только давления и температуры, но фактически они зависят и от состава газа.

Начальные условия образования гидратов определяются отношением

$$\Sigma \frac{y}{K_{V-S}} = 1{,}0. \qquad (V.\,7)$$

Расчет аналогичен расчетам точки конденсации для газовых смесей. В табл. V. 7 приведены результаты расчетов условий гидратообразования для природного газа при 10° С.

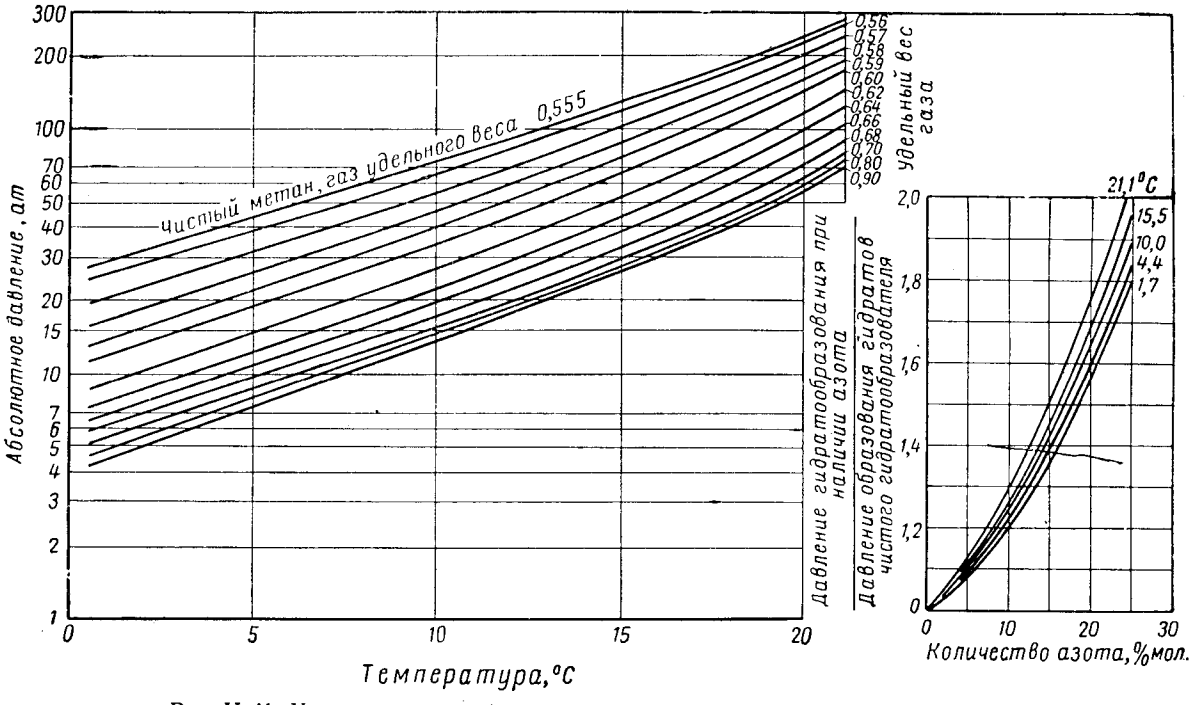


Рис. V. 41. Условия гидратообразования природных газов, содержащих азот.

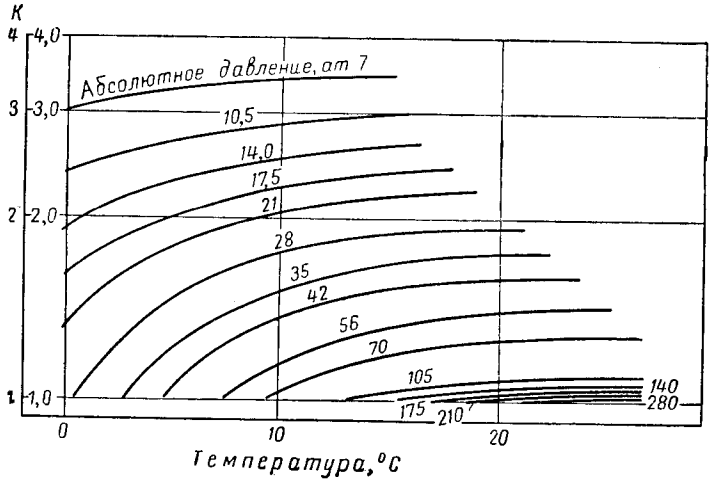


Рис. V. 42. Константы равновесия гидратообразования метана [V. 12].

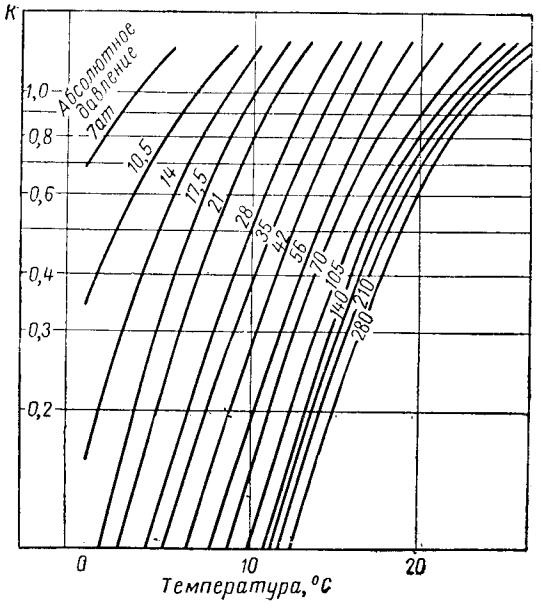


Рис. V. 43. Константы равновесия гидратообразования этана [V. 12].

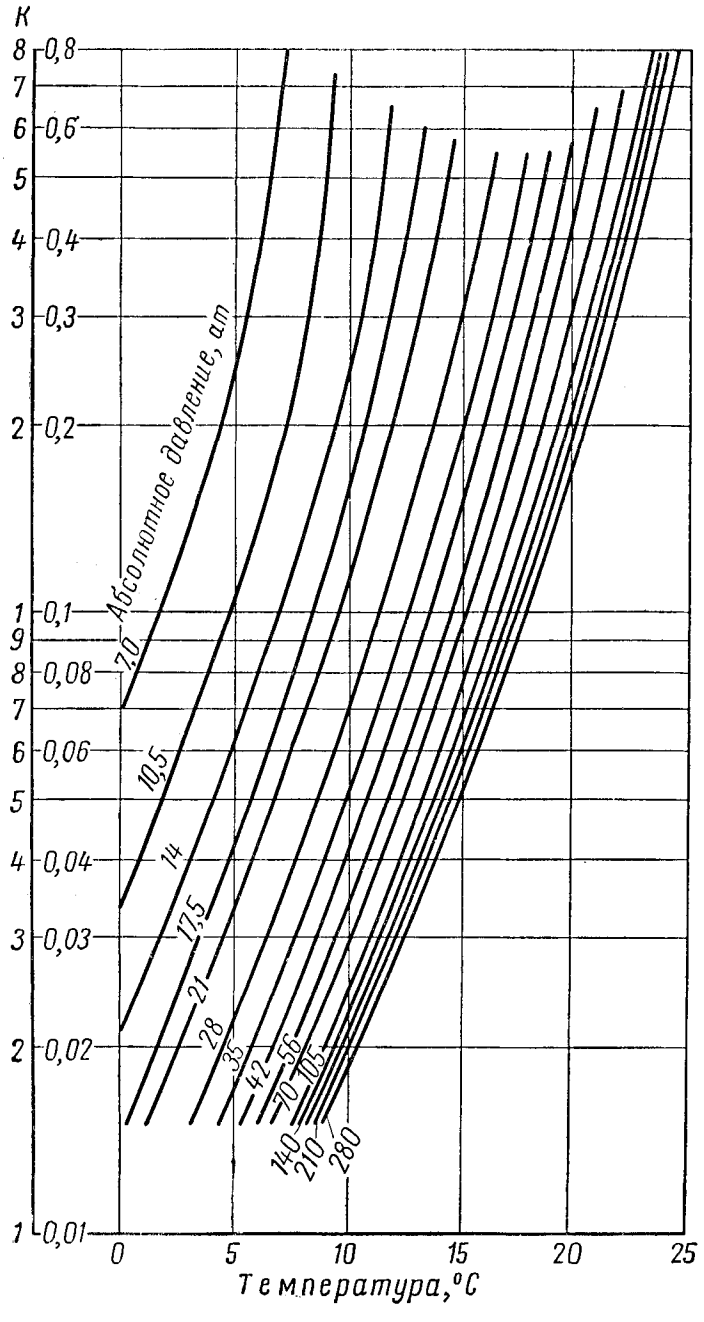


Рис. V. 44. Константы равновесия гидратообразования пропана [V. 12].

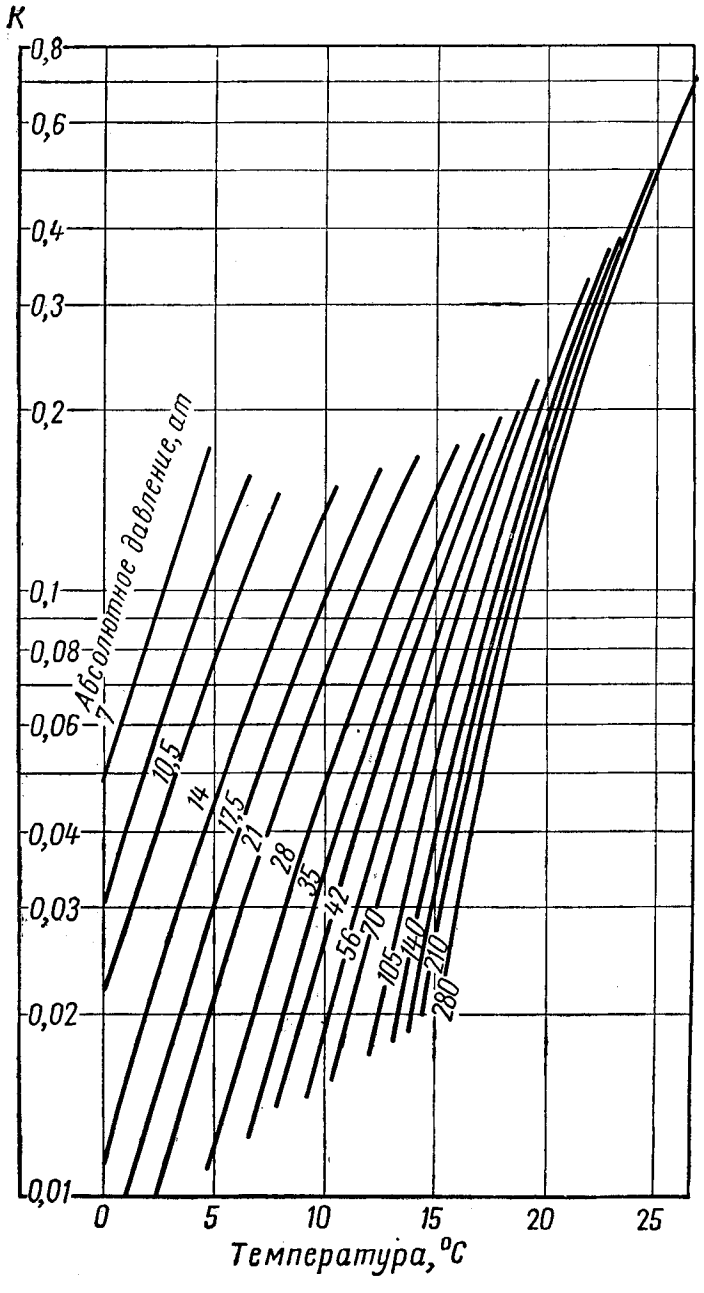


Рис. V. 45. Константы равновесия гидратообразования изобутана [V. 12].

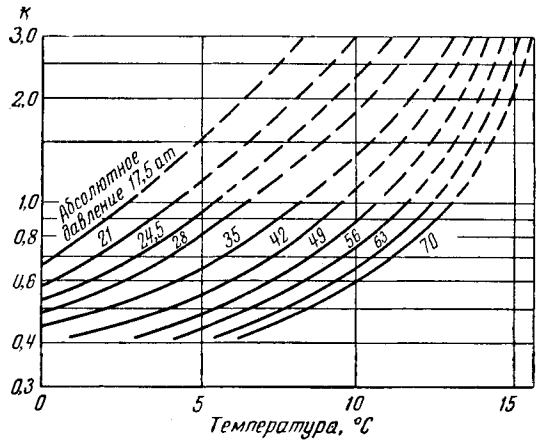


Рис. V. 46. Константы равновесия гидратообразования окиси углерода [V. 84].

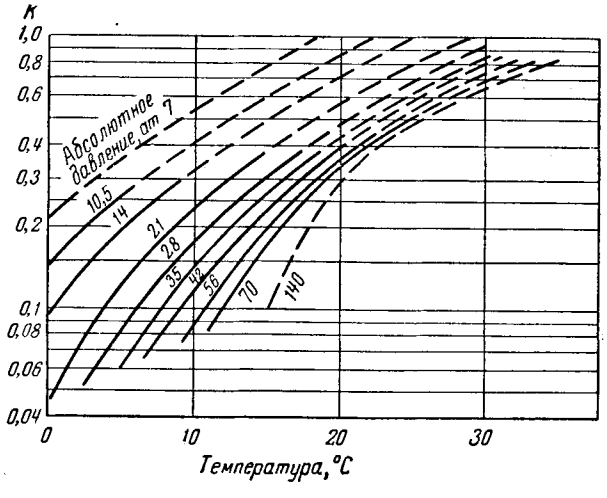


Рис. V. 47. Константы равновесия гидратообразования сероводорода [V. 55].

Таблица V. 7

Расчет давления гидратообразования для природного газа при 10°С

Компонент	Мольная фракция в газе	Абсолютное давление, *ат*			
		$p=21{,}1$		$p=24{,}6$	
		K	y/K	K	y/K
Метан	0,784	2,04	0,3841	1,9	0.4126
Этан	0,060	0,79	0,0759	0,63	0,0952
Пропан	0,036	0,113	0,3185	0,086	0,4186
Изобутан . . .	0,005	0,0725	0,0689	0,058	0,0862
н-Бутан . . .	0,019	0,79	0,0240	0,63	0,0301
Азот	0,094	—	0,0000	—	0,0000
Углекислый газ	0,002	3,0	0,0007	2,3	0,0008
Итого . .	1,000		0,8721		1,0435

Вычисленное абсолютное давление, равное 23,7, практически совпадает с экспериментально полученным абсолютным давлением, равным 22,9.

В табл. V. 8 сравниваются рассчитанные и экспериментально определенные температуры гидратообразования при различных давлениях. Учитывая трудности, встречаемые при экспериментальных работах с твердой фазой, можно принять, что расчеты подтверждают гипотезу о том, что гидраты природных газов ведут себя как твердые растворы.

Таблица V. 8

Сопоставление расчетных и экспериментальных условий образования гидратов

Состав газа

Компонент	Газы						
	D	*B*	*C*	*4H*	5	*6K*	*7A*
Метан	0,8641	0,9320	0,8800	0,7516	0,8250	0,674	0,9497
Этан	0,0647	0,0425	0,0682	0,0595	0,0599	0,037	0,0296
Пропан	0,0357	0,0161	0,0254	0,0333	0,0326	0,019	0,0081
Изобутан	0,0099	—	0,0038	0,0050	0,0030	0,006	0,0020
н-Бутан	0,0114	—	0,0089	0,0005	0,0049	0,006	0,0036
Пентан	0,0078	—	0,0101	0,0051	0,0007	—	0,0028
Углекислый газ	—	0,0051	—	0,002	0,002	0,008	0,0042
Азот	0,0064	0,0043	0,0036	0,143	0,0719	0,250	
Источник . . .	[V. 90]	[V. 90]	[V. 20]	[V. 21]	[V. 33]	[V. 21]	[V. 73]

Продолжение табл. V. 8

Равновесные условия гидратообразования

Газ	Абсолютное давление, *ат*	Температура образования гидратов, °С	
		экспериментальная	расчетная
D	14	6,66	6,6
	28	12,77	12,2
	56	17,5	16,4
	105	21,1	20,3
	280	25,0	24,3
B	17,5	5,0	4,8
	35	10,8	10,8
	70	15,8	15,4
	175	21,1	21,2
	280	23,0	23,2
C	14	4,45	5,0
	35	11,7	12,3
	70	16,9	16,9
	105	19,2	19,8
	210	22,5	23,0
4*H*	10,5	2,8	1,9
	17,5	7,0	7,1
	28	11,1	10,7
5	17,5	6,0	7,0
	28,0	9,8	10,2
	56,0	15,5	15,7
6*K*	14	3,2	3,7
	21	6,5	7,0
	28	8,8	9,0
7*A*	21	3,1	3,5
	28	6,0	8,0
	35	8,0	9,2
	42	9,8	11,0
	56	12,2	12,8
	70	14,1	14,3

Катц и другие [V. 38] объединили теоретические и экспериментальные исследования по определению условий гидратообразования для природных газов (рис. V. 40) с термодинамическими энтальпийно-энтропийными данными [V. 10] для получения рис. V. 48—V. 50. Эти графики могут быть использованы для определения максимально допустимого расширения ($\Delta H = 0$) природных газов, насыщенных водой без образования гидратов, а также для определения изменения температуры при расширении природного газа.

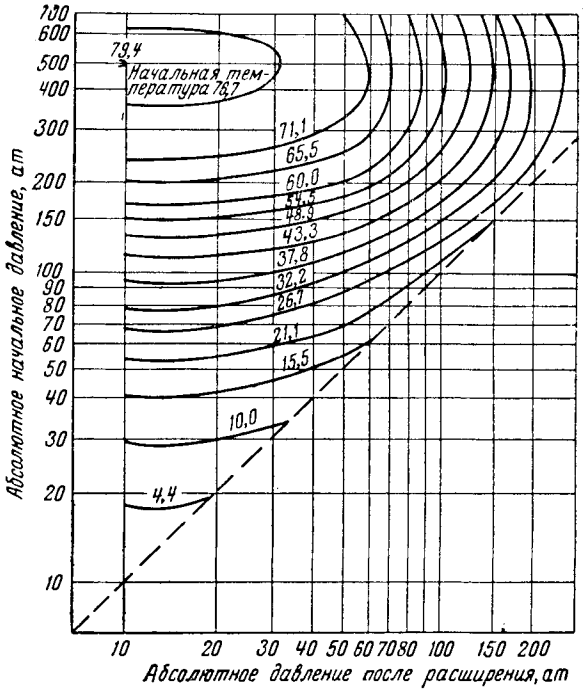


Рис. V. 48. Допустимое расширение газа удельного веса 0,6 без гидратообразования [V. 38].

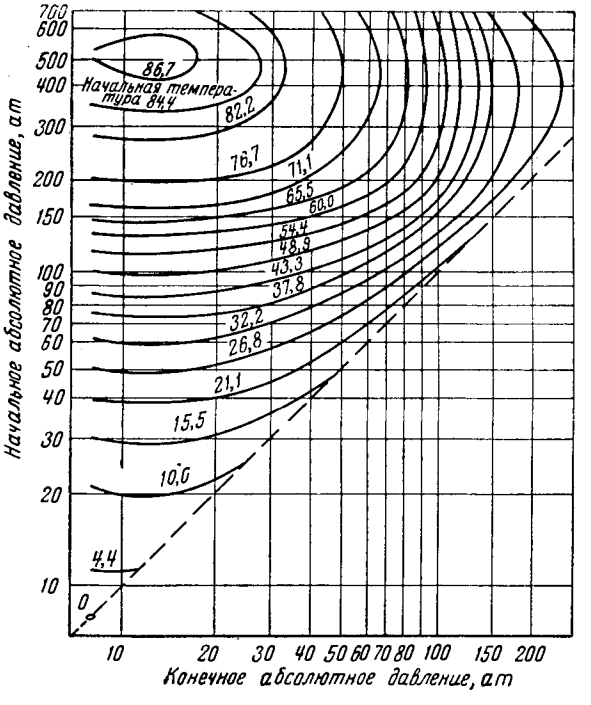


Рис. V. 49. Допустимое расширение газа удельного веса 0,7 без гидратообразования [V. 38].

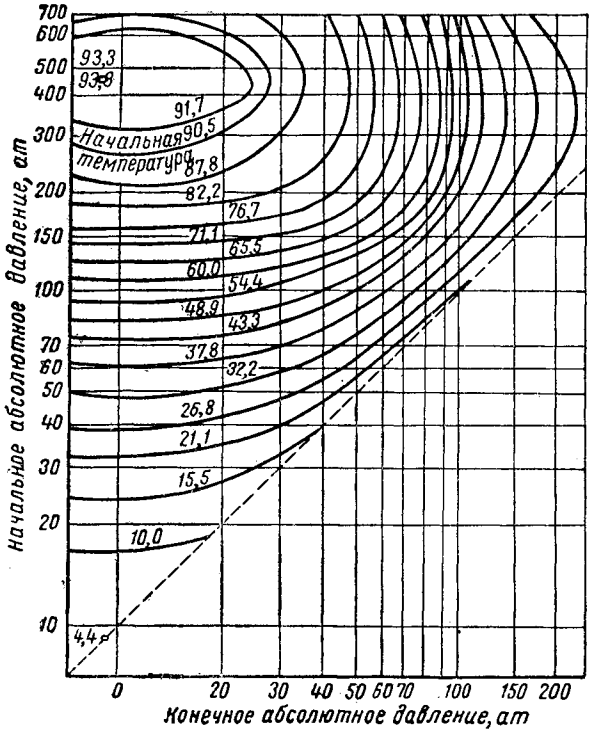


Рис. V. 50. Допустимое расширение газа удельного веса 0,8 без гидратообразования (5—38).

4. ПРЕДОТВРАЩЕНИЕ ГИДРАТООБРАЗОВАНИЯ

Как указано выше, гидраты образуются только, если имеется жидкая вода в газе. Добавление химических веществ к воде может менять ее точку замерзания. В промышленности для снижения температуры образования гидратов обычно применяют метанол.

Было проведено много работ по определению условий предотвращения образования гидратов [V. 5, V. 21, V. 34, V. 35, V. 43, V. 91].

Вещества, растворимые в воде, препятствуют или задерживают гидратообразование, диполь водорода может разрушить структуру воды [V. 81] или раствор может снизить активность воды [V. 43]. Аммиак препятствует образованию структуры гидратов, соли (такие, как хлористый натрий) снижают активность воды.

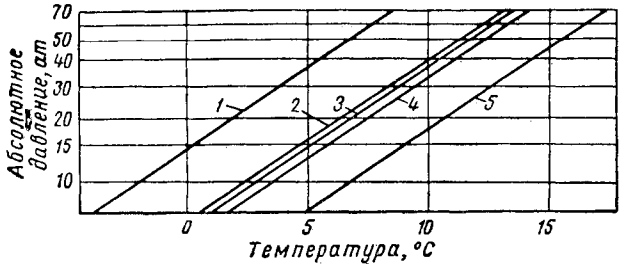


Рис. V. 51. Влияние растворения некоторых веществ на условия гидратообразования.

1 — 10 %-ный аммиак; *2* — 10%-ный метанол; *3* — 10%-ный NaCl; *4* — 10 %-ный этанол или 10%-ный $CaCl_2$; *5* — чистая вода.

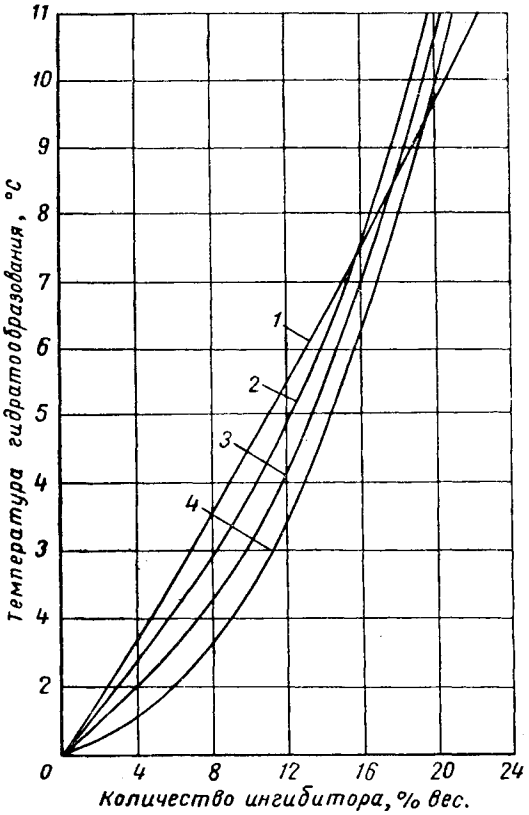


Рис. V. 52. Снижение температуры образования гидратов различными ингибиторами.

1 — метанол на природный газ удельного веса 0,63 (V. 21); *2* — NaCl на газ удельного веса 0,68 (V. 43); *3* — $CaCl_2$ на газ удельного веса 0,63 (V. 21); *4* — NaCl на газ удельного веса 0,555 (метан) [V. 43]

Изменение условий гидратообразования природных газов, находящихся в равновесии с 10%-ными весовыми водными растворами некоторых ингибиторов, показано на рис. V. 51. Эффективность применения спиртов для предотвращения образования гидратов зависит от степени их летучести в следующей последовательности: метанол, этанол, затем изопропанол.

Влияние концентрации различных растворителей на температуру гидратообразования природного газа показано на рис. V. 52. Концентрация показана как фактическая концентрация жидкости в равновесии с природным газом. Влияние NaCl на пропановый гидрат показано на рис. V. 53. Общее количество летучего ингибитора, требуемое для предупреждения гидратообразования, состоит из ингибитора, насыщающего жидкую и газовую фазы [V. 34].

Для нелетучих ингибиторов можно подсчитать влияние концентрации раствора на степень понижения температуры гидратообразования [V. 43].

Ди- и триэтиленгликоль используются как ингибиторы гидратообразования, кроме того, они применяются для осушки природных газов.

На рис. V. 54 приведены кривые, показывающие влияние концентрации раствора диэтиленгликоля на процесс гидратообразования природного газа удельного веса 0,595 [V. 73]. Присутствие нефти и раствора гликоля еще сильнее задерживает процесс образования гидратов, но при этом общее снижение меньше, чем

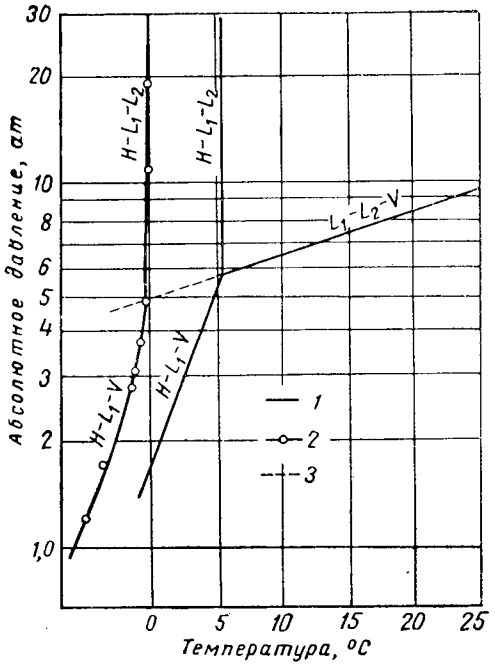


Рис. V. 53. Влияние NaCl на образование гидратов пропана [V. 43].

1 — пропан — вода; *2* — пропан — 10 % (вес.) NaCl; *3* — кривая точек четырехфазного состояния; *H* — гидрат; L_1 — вода; L_2 — жидкий углеводород; *V* — паровая фаза.

суммарное, когда оба раствора применяются отдельно друг от друга [V. 73].

Условия образования гидратов для газа удельного веса 0,595, находящегося в равновесии с соляным раствором, в присутствии различного количества сепарированной нефти удельного веса 0,7935 рассмотрены в работах [V. 73, V. 74].

На рис. V. 55 показано влияние газового фактора на условия образования гидратов.

Хранение газа в гидратах было рассмотрено Миллером и Стронгом (Miller and Strong) [V. 54] и Пэрентом (Parent) [V. 58]. Из рис. V. 36 видим, что в виде гидратов предпочтительнее хранить пропан, а не метан.

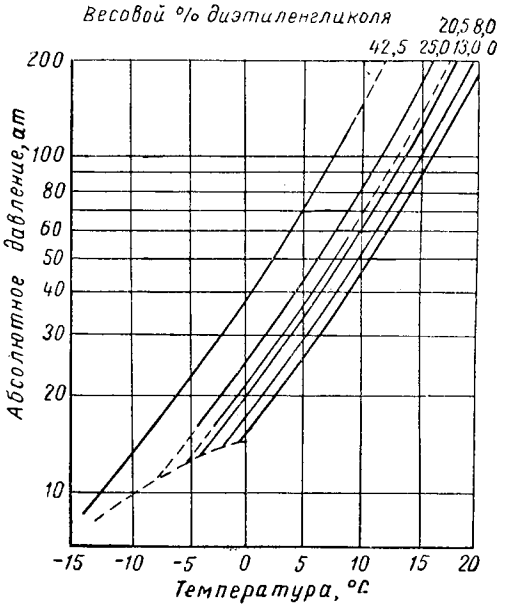


Рис. V. 54. Влияние диэтиленгликоля на условия образования гидратов [V. 73, V. 74].

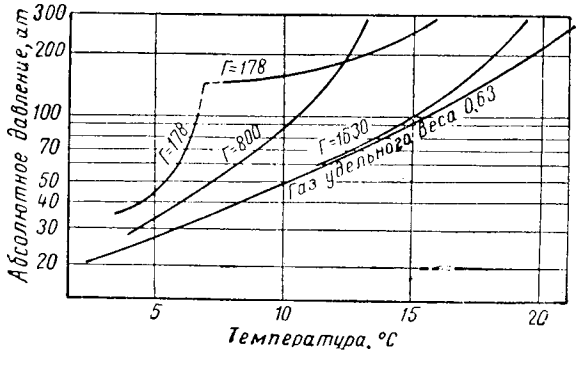


Рис. V. 55. Влияние газового фактора на условия гидратообразования.

ГЛАВА VI

ИЗМЕРЕНИЕ И РАСЧЕТ ФАЗОВЫХ СООТНОШЕНИЙ В УСЛОВИЯХ РАВНОВЕСИЯ ДЛЯ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ

Для измерения фазовых соотношений в условиях равновесия пара и жидкости в многокомпонентных смесях газа и нефти необходимо в первую очередь определить состав исследуемой смеси. Методы анализа фаз и оборудование, применяемое для достижения равновесия, описываются ниже.

Имея данные о составе каждой из фаз определенной смеси, можно построить графики коэффициентов распределения $K = y/x$ и на их основе устанавливать коэффициенты распределения для других смесей. В этой главе будут рассмотрены методы определений K при помощи различных корреляций и приведены графики, предназначенные для определения K некоторых систем.

Сочетание коэффициентов распределения и точек росы и начала кипения служит для создания методов определения фазовых границ углеводородных смесей. В последние годы в газовой промышленности применяют расчеты фазовых равновесий при помощи быстродействующих электронных вычислительных машин. Этот вопрос также рассматривается в настоящей главе.

§ 1. АНАЛИЗ ГАЗА

Необходимым условием измерений равновесных соотношений пара и жидкости в многокомпонентных системах является применение надежного метода анализа газообразных и жидких компонентов. Для анализа смесей природного газа и летучих углеводородов применяют следующие методы.

1. Низкотемпературную ректификацию.
2. Аналитическую масс-спектрометрию.
3. Инфракрасную абсорбционную спектрометрию (ИКС).
4. Газовую хроматографию.

Эти методы определения состава углеводородного газа или жидкости будут кратко описаны в данной главе.

Общепринятые методы анализа газа путем абсорбции компонента в растворе описаны в учебниках по физической химии [V. 58] и в стандартах ASTM (например, метод D1136 [V. 6]). Плотность газа можно установить взвешиванием определенного объема [V 6, 1070-52]. Метод измерения плотности газа является вполне удовлетворительным анализом двухкомпонентных смесей, но при этом нельзя не учитывать отклонения от законов идеального состояния [IV. 83]. Для анализа потоков стали применять элементы, измеряющие удельную теплопроводность, а также аппаратуру для измерения других характеристик [VI. 9].

НИЗКОТЕМПЕРАТУРНАЯ РЕКТИФИКАЦИЯ

До конца двадцатых годов не существовало систематических методов лабораторного определения состава природных газов. После сожжения пробы, при котором измерялись уменьшение объема вследствие сгорания компонентов газа и содержание двуокиси углерода в продуктах сгорания, компоненты природного газа выражались в метановом и этановом эквиваленте. В. Дж. Подбельняк (W. J. Podbielniak) сконструировал и применил низкотемпературную фракционирующую колонку, в которой в качестве охлаждающего агента, создающего орошение, использовался жидкий воздух или азот (VI. 41).

На рис. VI. 1 показана одна из первых моделей аппарата для низкотемпературной ректификации. Для обеспечения орошения жидкого метана в колонках последние помещались в посеребренные вакуумные рубашки.

Температуру кипения измеряли термопарой, установленной на верху колонны. Объем отогнанного газа определяли по повышению давления в вакуумированном приемнике, измеряемому при помощи манометра. По очереди отгоняли метан, этан, пропан, изобутан, *н*-бутан и т. п. Когда точка кипения достигнет комнатной температуры (в обычных условиях изопентан кипит при 28° С), становится необходимым создать в колонке вакуум для предотвращения конденсации отходящих паров в соединительных линиях. Несколько изомеров гексана имеют относительно близкие температуры кипения и поэтому их объединяли в одну гексановую фракцию. Помимо гексанов, может испариться и остаток, состоящий из гептана и высших углеводородов, если предел выкипания этого остатка относительно низок. Чаще, однако, гептан и высшие углеводороды оставались на дне колонки в виде жидкости, плотность которой определяют путем взвешивания известного объема в пикнометре, а молекулярный вес — по понижению температуры замерзания бензола. Если имеется жидкий остаток, объем всех компонентов газа и объем жидкости выражается числом молей, откуда легко уже определить мольные доли каждого компонента. Из подаваемого в колонку газа обычно удаляют (при помощи твердой каустической соды) двуокись углерода и сероводород, так как эти соединения образуют твердые отложения во фракционной колонке. Содержание этих газов определяют на отдельном приборе путем абсорбции раствором едкого кали, для чего нужна вто-

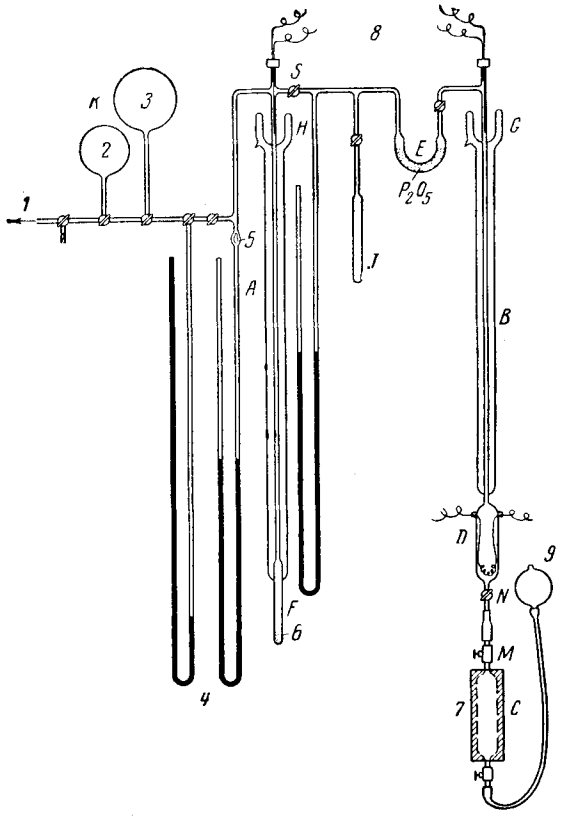


Рис. VI. 1. Одна из первых моделей для низкотемпературной фракционировки, применявшаяся для анализа природных газов (*A*) и смесей летучих жидкостей (*B* и *A*).

1 — к вакууму; *2* — 1 *л*; *3* — 2 *л*; *4* — манометры; *5* — запорный клапан; *6* — крошка пемзы; *7* — стальной контейнер с образцом; *8* — к милливольтметру; *9* — уравнительный сосуд.

рая проба газа. Содержание сероводорода можно установить и при помощи раствора йода [VI. 2].

С момента появления аппаратуры для низкотемпературной ректификации в нее были внесены значительные усовершенствования [VI. 44]: улучшена насадка, введены автоматическая регистрация объема и температуры отогнанного газа, автоматическое регулирование охлаждения, увеличена скорость перегонки (рис. VI. 2 и VI. 3). Серьезным шагом вперед явилось измерение теплопроводности отходящих паров в качестве средства распознавания границ кипения фракций [VI. 43]. Американская Ассоциация газового бензина (NSAA) производит испытания, целью которых является определение точности анализа методом низкотемпературной ректификации, ибо этот метод часто является основой контрактов на поставку [VI. 35]. Объем образца газа, отбираемого для низкотемпературного анализа, обычно исчисляемого литрами, а продолжительность анализа часами.

Состав сложных жидких смесей, содержащих компоненты от метана до углеводородов с температурой кипения 121° С и выше, можно определить двухступенчатой низкотемпературной ректификацией. Газы вплоть до пентанов анализируются подобно природному газу, а остаток образца ректифицируют во фракционирующей колонне с конденсацией отходящего продукта. Для жидкой части можно построить кривую разгонки, состав жидкой части можно также характеризовать последовательным рядом фракций, каждая из которых выкипает в узком температурном интервале. Фракции эти различаются по молекулярному весу и плотности. Используемые температурные пределы выкипания фракций иногда соответствуют температурам кипения нормальных предельных углеводородов, и тогда эти фракции именуют октановой, нонановой, декановой и т. п. В табл. VI. 1 показан состав пластовой жидкости, определенный комбинированным методом анализа [VI. 27].

Таблица VI. 1

Состав углеводородной смеси, содержащей газообразные и высококипящие компоненты [VI. 27]

Состав пластовой нефти и газа, находящихся в равновесии при абсолютном давлении, равном 269 *ат*, и температуре 99° С

Компонент	Пластовая нефть			Пластовый газ		
	мольные концентрации, %	плотность в жидком состоянии при 15° С, *г/см*³	молекулярный вес	мольные концентрации, %	плотность в жидком состоянии при 15° С, *г/см*³	молекулярный вес
Метан . . .	52,00			91,35		
Этан . . .	3,81			4,03		
Пропан . .	2,37			1,53		
Изобутан .	0,76			0,39		
н-Бутан . .	0,96			0,43		
Изопентан .	0,69			0,14		
н-Пентан .	0,51			0,19		
Гексаны . .	2,06			0,39		
Фракция 7*	2.63	0,749	99	0,361	0,745	100
» 8	2,34	0,758	110	0,285	0,753	114
» 9	2,35	0,779	121	0,222	0,773	128
» 10	2,240	0,786	132	0,158	0,779	142
» 11	2,412	0,798	145	0,121	0,793	156
» 12	2,457	0,812	158	0,097	0,804	170
» 13	2,657	0,826	172	0,083	0,816	184
» 14	3,262	0,846	186	0,069	0,836	198
» 15	3,631	0,854	203	0,050	0,840	212
» 16	2,294	0,852	222	0,034	0,839	226
» 17	1,714	0,838	238	0,023	0,835	240
» 18	1,427	0,846	252	0,015	0,850	254
» 19	1,303	0,851	266	0,010	0,865	268
» 20	1,078	0,871	279	0,006	0,873	282
» 21	0,871	0,878	290	0,004	0,876	296
» 22	0,715	0,884	301	0,002	0,878	310
» 23	0,575	0,889	315			
» 24	0,481	0,893	329			
» 25	0,394	0,897	343			
» 26	0,335	0,900	357			
» 27	0,280	0,903	371			
» 28	0,250	0,906	385			
» 29	0,232	0,908	399			
» 30	0,195	0,910	413			
» 31	0,170	0,912	427			
» 32	0,156	0,914	441			
» 33	0,143	0,916	455			
» 34	0,130	0,917	469			
» 35	0,118	0,918	483			
Всего . .	100,000			100,000		

* Интервал выкипания фракции соответствует интервалу температур кипения нормальных предельных углеводородов с числом атомов, равным номеру фракции.

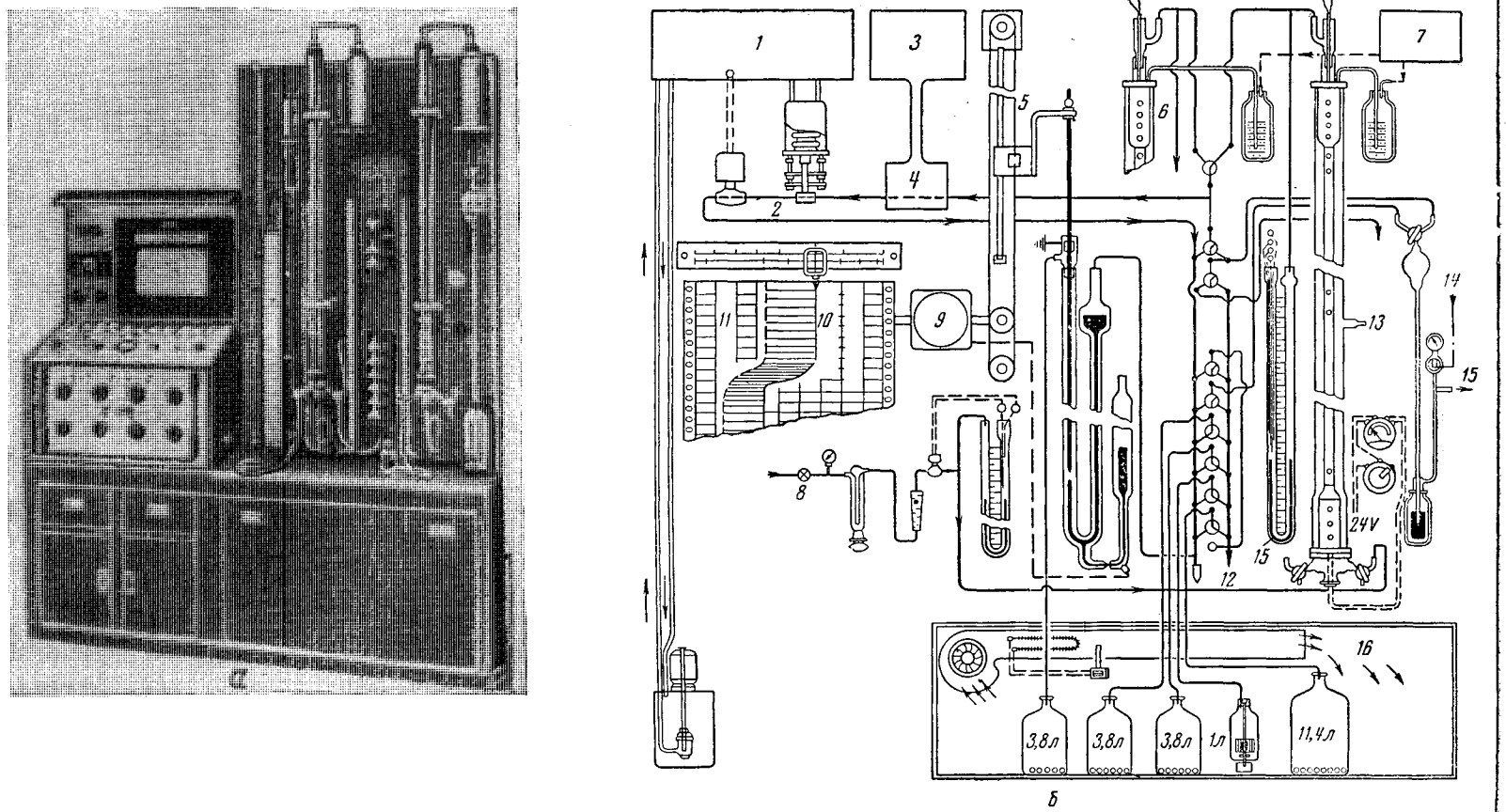


Рис. VI. 2. Современная аппаратура для низкотемпературной ректификации.

а — внешний вид; *б* — схема потока. *1* — гидравлическо-электронный прибор для регулирования и контроля расхода дистиллята; *2* — парообразный дистиллят; *3* — контуры для измерения теплопроводности; *4* — датчик; *5* — регистрирующие манометр, кабельная связь и механизм, перемещающий картограмму; *6* — манометр колонны; *7* — приборы, регулирующие давление в колонне и охлаждение флегмы; *8* — автоматическая подача образцов газа; *9* — двигатель; *10* — теплопроводность; *11* — температура; *12* — вакуум; *13* — удаление паров; *14* — воздух; *15* — выпускное отверстие; *16* — термостатическая воздушная баня.

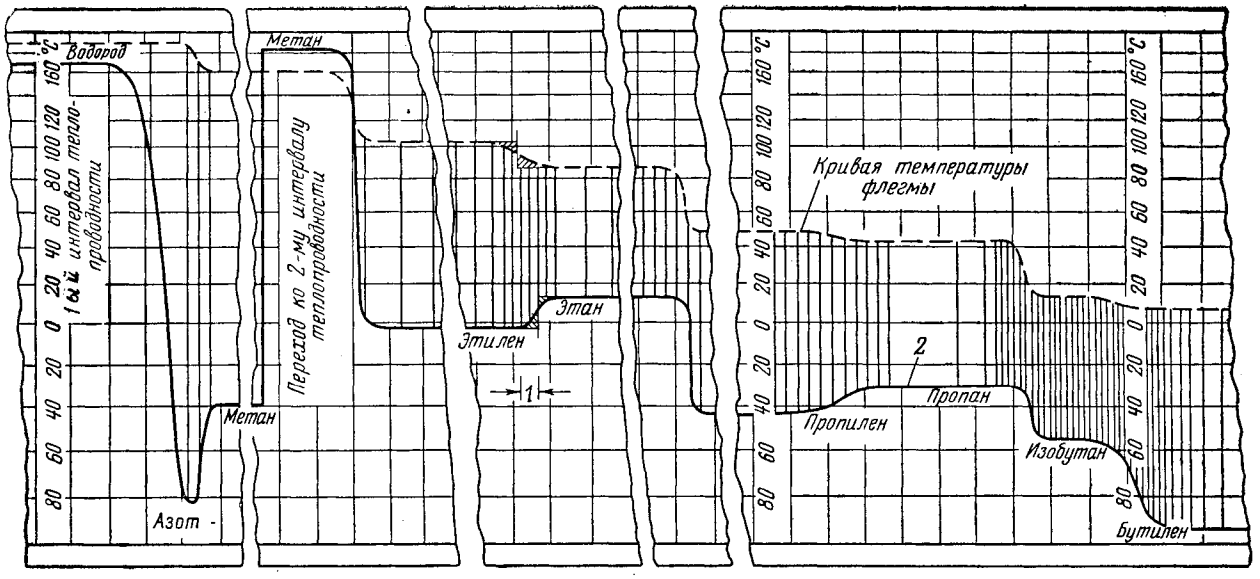


Рис. VI. 3. Запись на картограмме, полученная в результате низкотемпературной ректификации.

Образец — нефтезаводский крекинг-газ. *1* — разница в разрывах характерной кривой разгонки объясняется удержанием жидкости во флегме; *2* — кривая теплопроводности дистиллята.

МАСС-СПЕКТРОМЕТР

Масс-спектрометр ионизирует молекулы газа в условиях низкого давления и классифицирует образующиеся молекулярные и осколочные ионы в соответствии с их массами [VI. 12, VI. 1, VI. 6, VI. 63]. Схема действия масс-спектрометра показана на рис. VI. 4. Подлежащий анализу газ в количестве около 0,2 $см^3$ при давлении 1 *ат* помещают в баллон напуска. Масс-спектрометр может иметь также устройства, обеспечивающие испарение жидкостей с целью последующего анализа их в парообразном состоянии при низком давлении. Из баллона напуска поток газа через диафрагму (10—15 *мк*) поступает в ионизационную камеру, в которой происходит ионизация и диссоциация молекул и образование осколочных и молекулярных ионов. Ионизированные частицы под действием высокого напряжения приобретают ускорение и проходят через щель в магнитное поле. Эти частицы отклоняются магнитным полем в соответствии с их массой и фокусируются на выходную щель и коллектор. Ток в цепи коллектора усиливается и регистрируется. Изменяя ускоряющее напряжение ионов, можно получить спектр заряженных частиц с массой от 1 до 250 и более.

Фотография аналитического масс-спектрометра фирмы «Консолидейтед инжиниринг корпорейшн» показана на рис. VI. 5.

Регистрирующий прибор фиксирует высоту пики (рис. VI. 6) в зависимости от различных соотношений между массой и зарядом. Соотношение между высотой пики, выраженной в единицах шкалы, и давлением образца, выраженным в микронах, в первоначально поступившем объеме является постоянным. Это соотношение называется чувствительностью. Совокупность относительных высот пик по сравнению с высотой какого-либо пика, взятого в качестве эталона, является масс-спектром, являющимся функцией структуры молекулы. Различные молекулы одинакового молекулярного веса различаются распределением интенсивностей ионов в масс-спектре. Аналитический масс-спектрометр

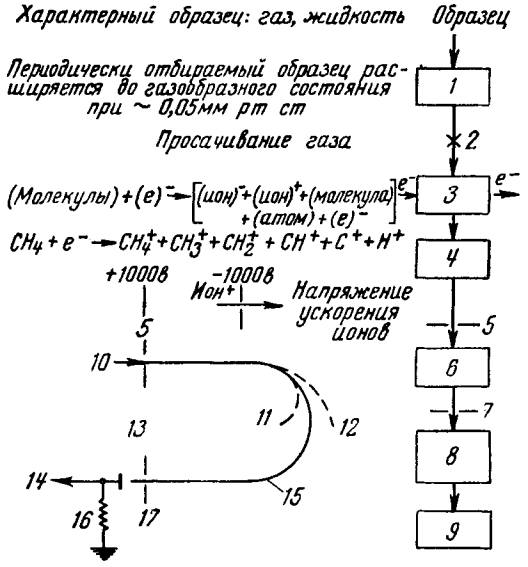


Рис. VI. 4. Схема потока в масс-спектрометре.

1 — сосуд емкостью 3 *л*; *2* — диафрагма; *3* — ионизирующая камера; *4* — поле электродвижущей силы; *5* — входная щель; *6* — ускоритель частиц; *7* — выходная щель; *8* — коллектор и усилитель; *9* — регистрирующий прибор; *10* — ускоренные частицы; *11* — тяжелые ионы, *12* — легкие ионы; *13* — коллектор; *14* — сигнал в усилитель; *15* — ионы в фокусе; *16* — сопротивление.

обеспечивает постоянство масс-спектров и чувствительности для каждого вида молекул независимо от времени и парциального давления компонентов в смеси. Американский нефтяной институт (API) составил справочные таблицы масс-спектров и чувствительностей для большого числа углеводородов [VI. 1]. Для выполнения аналитической работы масс-спектрометр калибруют по эта-

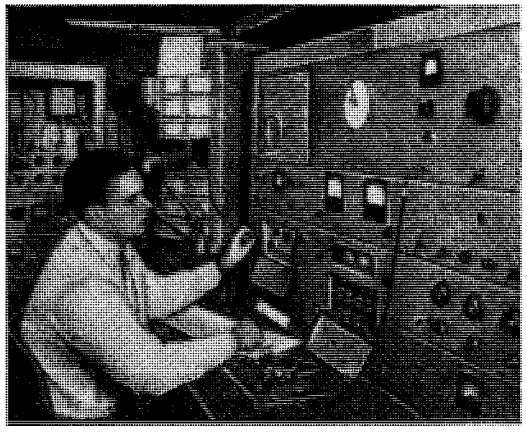


Рис. VI. 5. Приборный стол масс-спектрометра фирмы «Консолидейтед» (Consolidated), модель 21-103В.

лонным образцам. Зная чувствительность и масс-спектр каждого компонента в смеси, определенные по эталонным образцам отдельных компонентов, можно вычислить состав смеси, решив ряд линейных уравнений, число которых равно числу компонентов в смеси.

Для решения этих уравнений часто применяют электронные вычислительные машины. Таким образом можно определить состав сложных смесей, состоящих из двадцати и более компонентов. Более того, в благоприятных обстоятельствах прибор обнаруживает следы веществ, концентрация которых составляет несколько частей на 1 млн. В табл. VI. 2 приведены результаты анализов искусственной смеси, которые проводились периодически в течение 6 месяцев, и анализов образцов, взятых из газового пробоотборника и отправленных в лабораторию наряду с другими обычными образцами без указания, что они собой представляют.

Таблица VI. 2

Параллельные анализы газовых смесей масс-спектрометром

А. Анализы искусственной смеси газа, проводившиеся периодически в течение 6 месяцев

Компонент	Мольная доля				
	состав искусственно составленной смеси	результаты анализов			
		№ 1	№ 2	№ 3	№ 4
Гелий	0,83	0,82	0,73	0,80	0,79
Азот	15,7	15,5	15,6	15,5	15,0
Метан	70,0	70,0	69,8	70,0	70,1
Этан	7,3	7,4	7,4	7,3	7,8
Пропан	3,5	3,4	3,6	3,5	3,5
Изобутан	1,0	1,2	1,1	1,2	1,1
н-Бутан	1,7	1,7	1,8	1,7	1,7

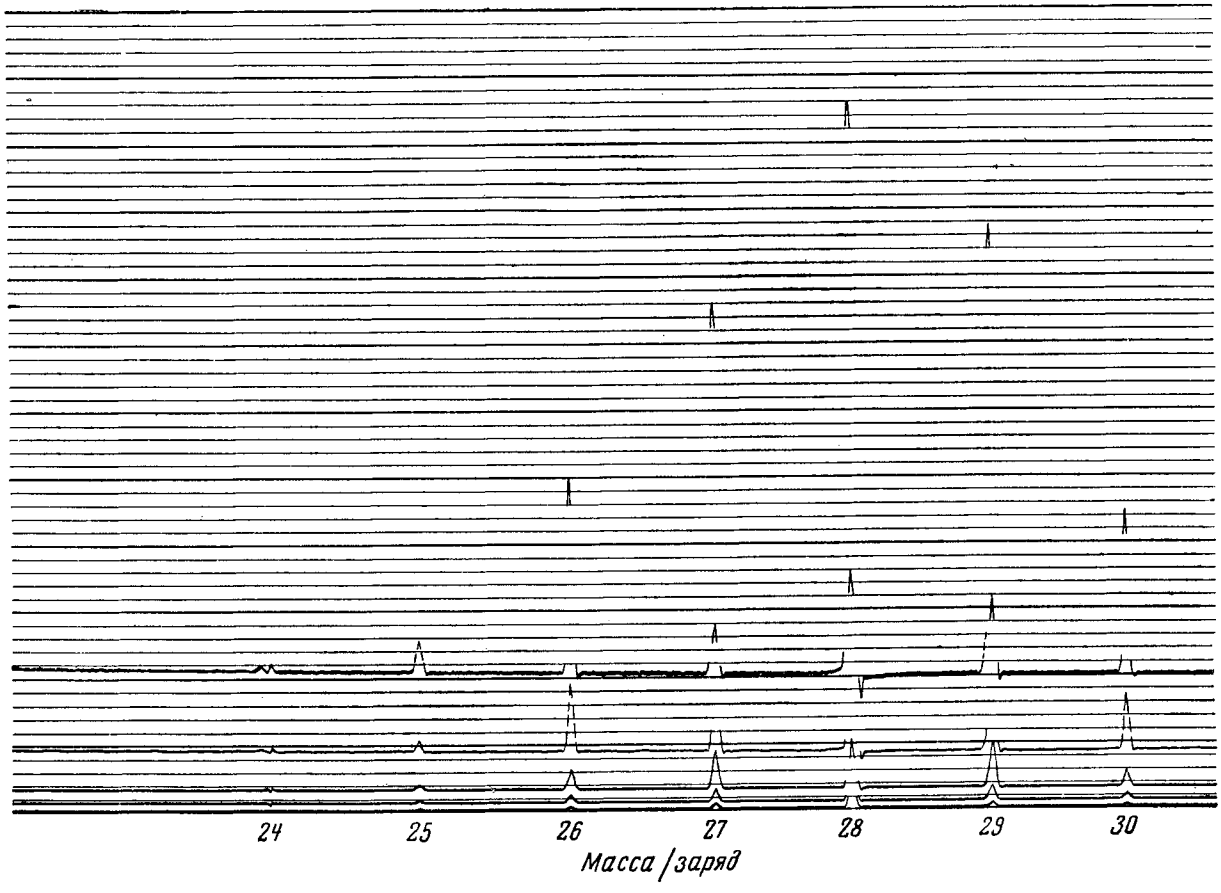


Рис. VI. 6. Диаграмма масс-спектрометра фирмы «Консолидейтед».

Продолжение табл. VI. 2

Б. Анализы образцов, последовательно взятых из газового пробоотборника

Компонент	Мольная доля, результаты анализов		
	№ 1	№ 2	№ 3
Гелий	0,66	0,69	0,58
Азот	15,6	15,5	15,5
Метан	73,0	72,5	71,5
Этан	6,2	6,8	7,0
Пропан	3,7	3,6	4,4
Изобутан . . .	0,20	0,25	0,29
н-Бутан . . .	0,54	0,57	0,70
Пентаны . . .	0,07	0,07	0,02

Крупные углеводородные молекулы (содержащие шесть или более атомов углерода) вследствие более сложных спектров расщепления и возможного присутствия многих изомеров труднее поддаются анализу. Приходится калибровать спектры каждого соединения, но и при этом один и тот же спектр может быть характерным для целой группы изомеров.

ИНФРАКРАСНАЯ СПЕКТРОСКОПИЯ

В инфракрасном спектрометре получают спектр поглощения инфракрасных лучей образцом газа или жидкости [VI. 22]. Различные молекулы поглощают инфракрасные лучи различных частот, что позволяет определить содержание каждой из них в образце. Оптическая схема инфракрасного спектрометра приведена на рис. VI. 7.

При помощи инфракрасного спектрометра легко распознавать ненасыщенные и насыщенные молекулы, например молекулы с четырьмя атомами углерода (нормальный и изомерный бутаны, бутилены и бутадиен).

Инфракрасным спектрометром можно анализировать газы, жидкости, прозрачные твердые вещества или вещества в растворителях. При анализе жидкостей берут образцы объемом 1—2 *см*³ или меньше, а при анализе газа — образцы объемом 200 *см*³ или меньше.

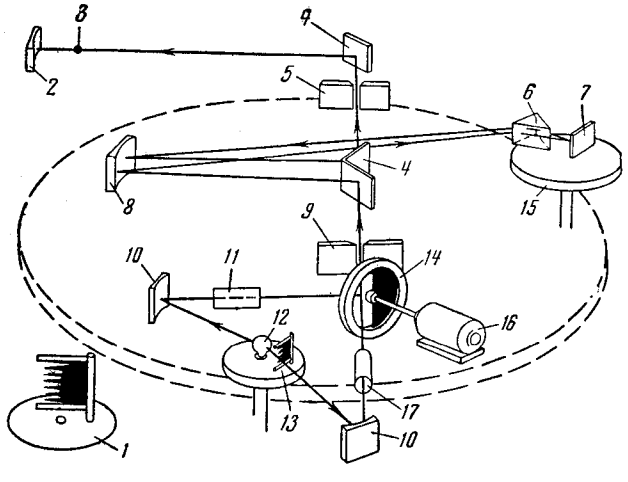


Рис. VI. 7. Схема оптической системы инфракрасного спектрометра [VI. 22].

1 — деталь гребневидной заслонки; *2* — приемное зеркало; *3* — болометр; *4* — зеркало, установленное под углом 45°; *5* — выходная щель; *6* — призма с углом 60°; *7* — зеркало длины волн; *8* — принцельное зеркало; *9* — входная щель; *10* — вогнутое зеркало; *11* — сосуд с образцом; *12* — источнпк инфракрасных лучей; *13* — гребневидная заслонка; *14* — вращающаяся отражательная заслонка; *15* — вращающийся столик; *16* — синхронный двигатель; *17* — сосуд с образцом, принятым за эталон.

Поглощение лучей различной длины волны регистрируют и сопоставляют со стандартными величинами поглощения, указанными на шкале спектрометра или взятыми из опубликованных работ [VI. 1].

ГАЗОВАЯ ХРОМАТОГРАФИЯ

Газовая хроматография — сравнительно новый метод анализа. Своим названием она обязана изменению окраски адсорбентов при поглощении определенных соединений. Во время анализа смеси разделяются на отдельные компоненты, при этом компоненты поглощаются на поверхности твердого адсорбента и каждый из них десорбируется в потоке газа-носителя [VI. 42, VI. 18, VI. 43, VI. 8, VI. 17]. По теплопроводности выходящего потока газа можно судить о содержании каждого из компонентов.

При хроматографии пар адсорбируется или абсорбируется на поверхности пористого твердого вещества. Газ-носитель переносит индивидуальные соединения вперед по слою, где они распределяются по степени их адсорбируемости. К тому времени, когда соединения достигнут конца колонки, они оказываются уже разделенными и следуют один за другим в устройство, в котором измеряется их теплопроводность. Основное оборудование, необходимое для разделения и анализа, показано на рис. VI. 8. Проявляющей колонной может служить трубка диаметром 6,4 *мм* и длиной 1,2—1,8 *м*. Она заполняется гранулированным твердым веществом, например кирпичной крошкой, поверхность которой покрыта нелетучим абсорбентом, например триизобутиленом, диоктилфталатом или силиконом. На устройстве, измеряющем теплопроводность, показывается концентрация соединений в выходяшем потоке газа-носителя. Переменными факторами при хроматографии являются диаметр насадки колонки, размеры колонки, температура, состав газа-носителя, скорость продвижения газа-носителя и объем образца. Для каждого данного вида анализа подбирают оптимальное сочетание параметров и тарируют аппарат по известным образцам.

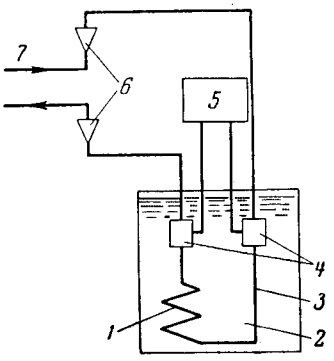


Рис. VI. 8. Схема газового хроматографа.

1 — змеевик с твердым адсорбентом или же с твердым материалом, покрытым нелетучим жидким абсорбентом; *2* — термостатируемая баня; *3* — впуск образца; *4* — элемент для измерения теплопроводности; *5* — регистрирующий вольтметр; *6* — расходомеры; *7* — поток гелия.

Процедура анализа заключается в следующем.

1. Потоком газа-носителя, например гелия, стабилизируется колонна при постоянной температуре.

2. Добавляют во входящий поток гелия порцию газа.

3. Регистрируют изменение теплопроводности во времени.

Хроматограмма показана на рис. VI. 9. Продолжительность анализа зависит от длины колонки и ее содержимого, скорости движения газа-носителя и объема

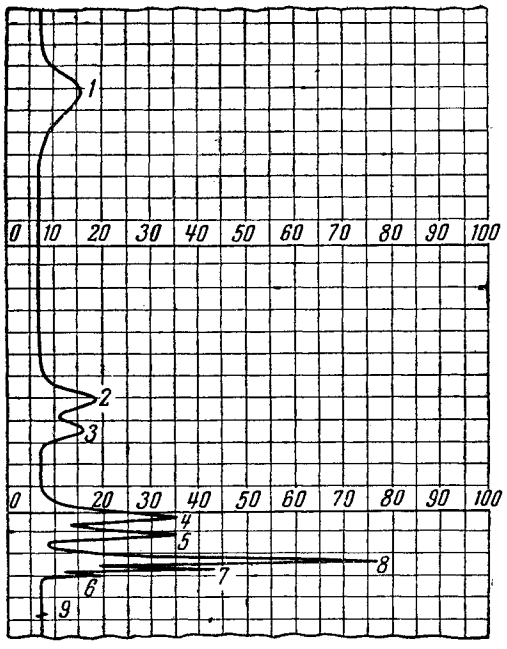
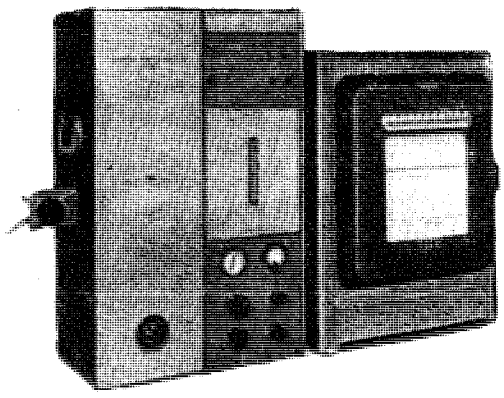


Рис. VI. 9. Хроматограмма деэтанизированного газового бензина.

Колонна высотой 1,8 *м*; поглотитель — трикрезилфосфат на целите; температура 50° С; газ-носитель — гелий. *1* — *н*-гептан; *2* — н-гексан; *3* — изогексан; *4* — *н*-пентан; *5* — изопентан; *6* — пропан; *7* — изобутан; *8* — *н*-бутан; *9* — начало

образца. Соединения идентифицируют на основании времени, которое затрачивается на прохождение через слой.

Эта техника анализа непрерывно усовершенствуется, особенно в части методики выбора надлежащей адсорбционной колонны. Типовая аппаратура, применяемая в настоящее время, показана на рис. VI. 10.



ОПРЕДЕЛЕНИЕ СОДЕРЖАНИЯ ГЕЛИЯ

Часто при изыскании источников получения гелия необходимо определить содержание его в природном газе. Хорошие результаты при этом дает использование масс-спектрометра. Горное бюро [VI. 3] разработало метод анализа на гелий, принятый в качестве стандартного. Этот метод состоит в адсорбции всех прочих газов на активированном угле при температурах жидкого азота и в измерении давления, создаваемого гелием.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ СОДЕРЖАНИЯ СЕРОВОДОРОДА

Для определения содержания сероводорода в природном газе широко используется метод Тутвейлера (Tutweiler) [VI. 2]. Сероводород растворяют в воде и воздействуют на него стандартным раствором йода, используя в качестве индикатора крахмал. Обычно содержание H_2S выражается в гранах серы на 100 куб. фут. газа (*г*/100 *м*^{3}); 590 гран серы на 100 *м*^{3} (или 1360 *г*/100 *м*^{3} соответствуют 1% от объема (при 15,6° С и абсолютном давлении, равном 1,03 *ат*).

§ 2. ИЗМЕРЕНИЕ РАВНОВЕСИЯ ПАР — ЖИДКОСТЬ

Для приведения в равновесие пара и жидкости используется аппаратура различных типов. Опыт может состоять в измерении упругости паров чистого вещества или же температур точек кипения и точек росы двойных смесей. Можно привести в равновесие сложные смеси, состоящие из природного газа и нефти, и взять для анализа образцы равновесных фаз. В промысловых условиях выходящий из скважины поток можно разделить на пар и жидкость, например, в сепараторах.

Аппаратура, примененная Сиднеем Юнгом (Sidney Jonng) [VI. 68] для определения упругости пара и плотности насыщенных фаз тридцати чистых веществ, показана на рис. VI. 11. Вещество «запирается» ртутью в стеклянных трубках, окруженных термостатирующими паровыми рубашками; достижение температуры начала кипения и точки росы устанавливается визуально. Кей (Kay) [III. 30] применял аналогичную аппаратуру при своих исследованиях двойных систем. Он вставлял небольшой стальной шарик в капиллярную стальную трубку и перемешивал жидкость при помощи соленоида, находящегося снаружи обогревательной рубашки.

Для приведения в равновесие многокомпонентных смесей при давлениях 350 *ат* и выше использовалась аппаратура различных типов. Толстостенные стальные сосуды, вмещающие 500—1000 *см*^{3}, могут быть снабжены внутренней мешалкой [III. 26], как показано на рис. VI. 12, и прикреплены к цапфе для качания [III. 68]. Для достижения в таких сосудах равновесия можно также пропускать пар через жидкость [VI. 11]. Оборудование этого типа позволяет получать равновесные образцы пара и жидкости для анализа.

Сейдж и Леси (Sage and Lacey) и их сотрудники разработали аппаратуру для комбинированного определения объемных свойств и коэффициентов распределения пара и жидкости [VI. 55].

Общая схема этой аппаратуры показана на рис. VI. 13. Равновесный сосуд *1* погружают в масляную ванну с мешалкой, температуру которой регулируют с помощью обычных устройств, принятых для этой цели. Ртуть может быть введена в сосуд *1* из резервуара *2* через вентиль *3*.

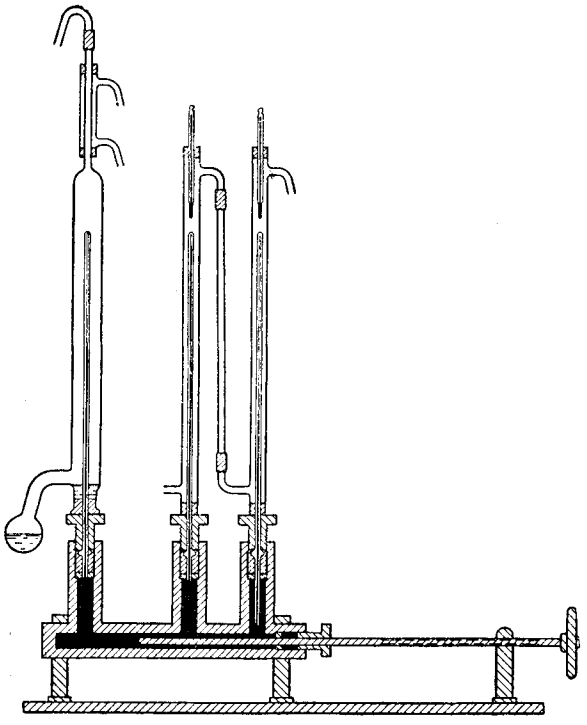


Рис. VI. 11. Аппарат Сиднея Юнга для определения свойств газа и жидкости.

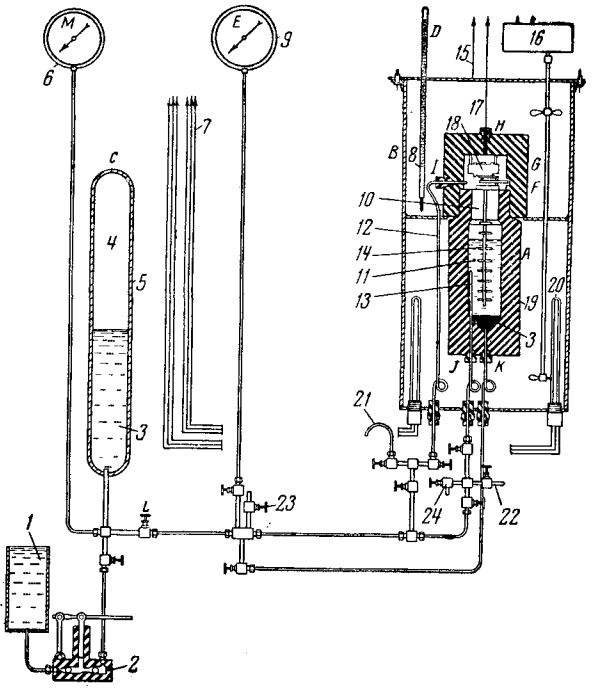


Рис. VI. 12. Установка Катца и Гахмуса (Katz and Hachmuth) для изучения смесей в равновесных условиях [III. 26].

1 — резервуар с ртутью; *2* — насос для подачи ртути; *3* — ртуть; *4* — сжатый азот; *5* — ртутный резервуар высокого давления; *6* — манометр; *7* — к приборному щиту; *8* — термометр; *9* — манометр с надлежащим интервалом измерения; *10* — газовая фаза; *11* — жидкая фаза; *12* — трубка для взятия образца газа; *13* — трубка для взятия образца жидкости; *14* — мешалка; *15* — заземление; *16* — двигатель мешалки термостата; *17* — масляный или водяной термостат; *18* — двигатель мешалки сосуда; *19* — сосуд; *20* — нагреватель на 1000 *вт*; *21* — к анализатору газа; *22* — к анализатору жидкости; *23* — вентиль понижения давления; *24* — вентиль для загрузки и очистки.

На верхнем конце вертикального стержня *4*, входящего в сосуд *1* снизу, находится указатель уровня ртути *5* с электрическим контактом. Электроконтакт и идущий от него по стержню электропровод изолированы от стержня и сосуда. Стержень *4* выведен из заполненной ртутью части сосуда через сальник, имеющийся в нижней стенке камеры *6*. Этот сальник позволяет стержню двигаться вертикально лишь с очень ничтожной утечкой ртути из равновесного сосуда. Под сальником стержень присоединен к ходовому винту *7*, который приводится в движение электродвигателем через червяк, находящийся в сцеплении с муфтой ходового винта. Счетчик числа оборотов *8*, находящийся на валу червячной передачи, определяет после надлежащей калибровки положение точки контакта уровнемера *5* с точностью до 0,05 *мм*.

Во избежание изменений общего объема системы сосуда при подъеме или спуске стержня *4* к нижнему концу ходового винта присоединяют стержень такого же диаметра, что и стержень *4*. Стержень *10* проходит через сальник в заполненную ртутью камеру *11*, соединяющуюся с равновесным сосудом. Это компенсационное устройство не только устраняет какое бы то ни было влияние движения стержня на общий объем заполненной жидкостью системы, но служит также для предотвращения больших перемещений уровнемера *5*, которые могли иметь место при изменении давления в сосуде. Благодаря компенсатору *10* при повышении давления наблюдаются лишь такие деформации, как упругое сжатие в винте *7* и упругое удлинение в окружающем его корпусе.

В стенку равновесного сосуда вделаны вентили *12* и *13*. Через них сосуд присоединен к вакуум-насосу и к аппарату для ввода или извлечения образцов (через вентиль *13*, а также вентиль *15* или *16*). Вентиль *15* позволяет откачивать содержимое нижнего манифольда независимо от равновесного сосуда.

Установление равновесия в сосуде ускоряется при помощи спиральной мешалки *17*, которая сконструирована так, что свободное поперечное сечение внутри сосуда остается неизменным в любой точке, за исключением точки, расположенной близ самого днища и самой крышки. Эта спиральная мешалка приводится в действие трубчатым валом, к которому внутри корпуса прикреплен якорь из мягкого железа. Корпус изготовлен из нержавеющей стали. Снаружи корпуса находится вращающийся электромагнит, вращающий спиральную мешалку со скоростью около 100 *об/мин*.

Детали уровнемера показаны на рис. VI. 14, а равновесного сосуда — на рис. VI. 15. Для определения давления применяют грузовой манометр. Предельное давление равно 700 *кГ/см*^{2}, а интервал температур, который обеспечивает термостат, — от $-1{,}1^\circ$ С до $+238{,}8^\circ$ С с точностью $\pm 0{,}06^\circ$ С.

Объемные и фазовые измерения производятся на взвешенном количестве материала. Газ поступает из

резервуара *19* через вентиль *20*, а жидкость — из сосуда *21* через вентиль *16* (см. рис. VI. 13). Общий объем углеводородов в равновесном сосуде определяется посредством указателя ртути *5*, а поверхность раздела углеводородного газа и жидкости — при помощи теплового индикатора. Объем системы, заполненный углеводородами, регулируют подачей и откачкой ртути через вентиль *3*.

Результаты, полученные на описанном выше оборудовании для смесей, состав которых дан в табл. VI. 3, приведены на рис. VI. 16 и VI. 17.

Методы определения равновесий в системе газ — жидкость при низких температурах рассмотрены в работе Блумера и Перента (Bloomer and Parent) [III. 7].

В двухфазном потоке, движущемся по трубам к сепаратору, работающему при постоянных температуре и давлении, фазы обычно находятся в состоянии, близком к равновесному. Результаты анализа образцов двух фаз, взятых из промысловых сепараторов, приведены в табл. VI. 4.

Таблица VI. 3

Состав углеводородных смесей

Компонент	Состав смеси (к рис. VI. 16)		Состав смеси (к рис. VI. 17)	
	весовой	мольный	весовой	мольный
Метан	0,0520	0,2632	0,3548	0,7155
Этан	0,0191	0,0517	0,0768	0,0826
Пропан	0,0424	0,0783	0,0771	0,0526
Изобутан . . .	0,0181	0,0254	0,0197	0,0110
н-Бутан . . .	0,0439	0,0615	0,0400	0,0222
Изопентан . .	0,0252	0,0283	0,0182	0,0081
н-Пентан . . .	0,0304	0,0343	0,0190	0,0085
Гексаны* . . .	0,7678	0,4553	0,3894	0,0919
Двуокись углерода	0,0011	0,0020	0,0104	0,0076

* Средний молекулярный вес 137,1.

Таблица VI. 4

Состав образцов, взятых из промысловых сепараторов

Молярные доли	Газоконденсатные смеси с промыслов							
	Эрат (Луизиана); абсолютное давление 154 *ат*, температура 38,3° С		Оклахома; абсолютное давление 89,2 *ат*, температура 28,9° С		Картидж (Техас); абсолютное давление 25,5 *ат*, температура 26,1° С		Кеттлмен Хиллз (Калифорния); абсолютное давление 35,7 *ат* температура 64,4° С	
	газ	жидкость	газ	жидкость	газ	жидкость	газ	жидкость
Азот	—	—	—	—	0,0173	—	—	—
Двуокись углерода	0,0041	—	—	—	0,0060	—	—	—
Метан	0,9276	0,3406	0,8053	0,2732	0,9012	0,1110	0,8319	0,1000
Этан	0,0303	0,0415	0,1188	0,1544	0,0403	0,0302	0,0848	0,0613
Пропан	0,0136	0,0297	0,0519	0,1519	0,0152	0,0338	0,0437	0,0533
Изобутан	0,0042	0,0152	0,0034	0,0095	0,0036	0,0193	0,0076	0,0224
н-Бутан	0,0038	0,0167	0,0132	0,0941	0,0073	0,0519	0,0168	0,0666
Изопентан	0,0023	0,0142	0,0011	0,0189	0 0016	0,0385	0,0057	0,0384
н-Пентан	0,0016	0,0132	0,0044	0,0590	0,0034	0,0615	0,0032	0,0430
Гексаны	0,0026	0,0463	0,0037	0,0542	0,0016	0,1568	0,0063	0,6150
Гептаны + ...	0,0029	0,4826	—	0,1878	0,0025	0,4969	—	
Удельный вес: гептаны + ...	—	0,7994	—	0,761	—	0,686		
Молекулярный вес: гептаны + ...	—	159,5	—	131	—	126,5	—	107,5

§ 3. КОЭФФИЦИЕНТЫ РАСПРЕДЕЛЕНИЯ (КОНСТАНТЫ РАВНОВЕСИЯ) СЛОЖНЫХ СМЕСЕЙ

Первые диаграммы для определения констант равновесия были основаны на экстраполяции фугетивностей и их соотношений [III. 67, III. 41, VI. 30]. Такие диаграммы назывались «диаграммами идеальных констант равновесия», поскольку они строились для углеводородных смесей, подчиняющихся законам идеальных растворов. На рис. VI. 18—VI. 20 приведены идеальные константы равновесия, вычисленные Брауном и Холкомбом (Brown and Holcomb) [VI. 14] для пропана, изобутана и *н*-бутана.

После того как были получены экспериментальные данные по условиям равновесия газ—жидкость, для определения констант равновесия стали применять методы корреляции.

Условия, при которых были измерены в условиях равновесия составы сложных смесей, включающих компоненты природного газа, приведены в табл. VI. 5.

Один из методов определения констант равновесия заключается в построении графиков констант для подобных смесей в функции температуры и давления.

Для смесей оклахомской нефти и природного газа эта работа была проведена Катцем и Хахмусом (Katz and Hachmuth) [III. 26]. Диаграммы рис. VI. 21—V. 29, а применимы для многих нефтей среднеконтинентальной платформы. Диаграммы для изобутана, *н*-бутана, изопентана и *н*-пентана были составлены в 1953 г. Хиндсом и Берроусом (Hinds and Burrows). Константа равновесия для гептана, умноженная на коэффициент 0,15, дает величину, достаточно точно выражающую константу равновесия для суммы гептанов и более тяжелых углеводородов оклахомской нефти. При использовании диаграмм для систем нефть — природный газ для вычисления констант равновесия метана, а также гептана и более тяжелых углеводородов может потребоваться

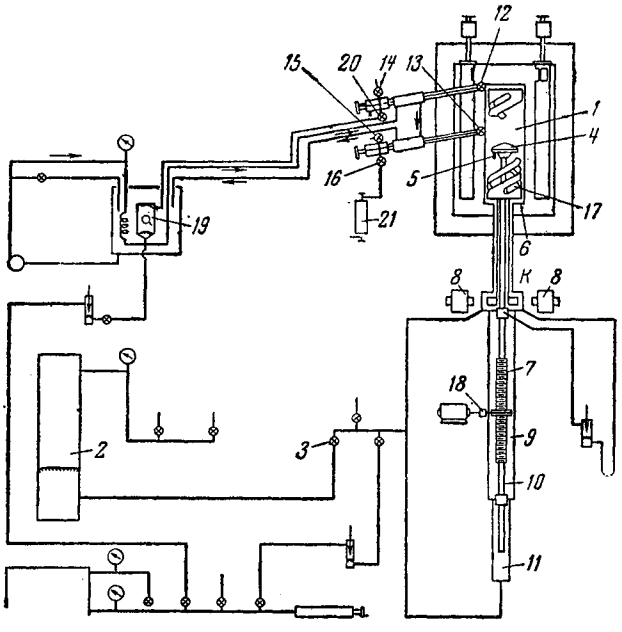


Рис. VI. 13. Аппарат конструкции Сейджа и Леси для определения объемных свойств и фазового поведения [VI. 55].

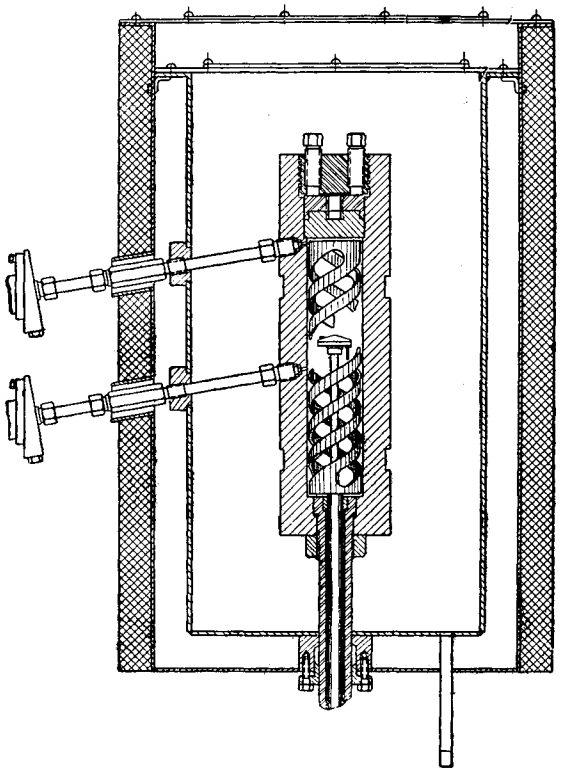


Рис. VI. 15. Равновесный сосуд [IV. 55].

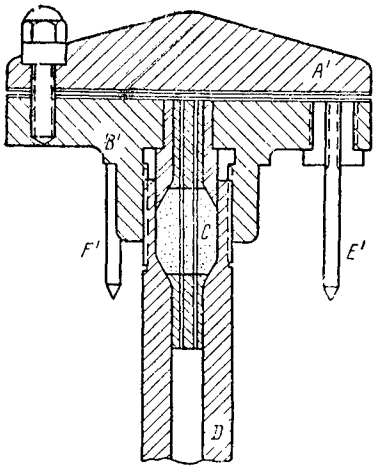


Рис. VI. 14. Деталь уровнемера [VI. 55].

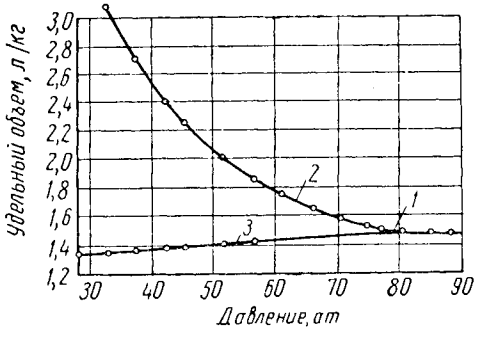


Рис. VI. 16. Объемное поведение смеси природного газа и нефти [VI. 55].

1 — точка начала кипения; *2* — две фазы при 37.8° С; *3* — жидкость при 37.8° С.

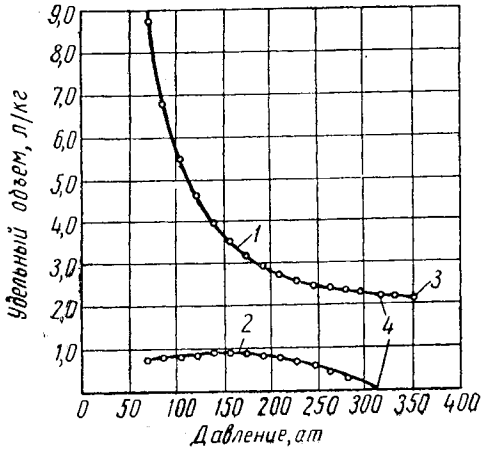


Рис. VI. 17. Объемное поведение углеводородной смеси, обнаруживающее ретроградную точку росы [VI. 55].

1 — газовая и жидкая фазы; *2* — жидкая фаза; *3* — газовая фаза; *4* — ретроградная точка росы.

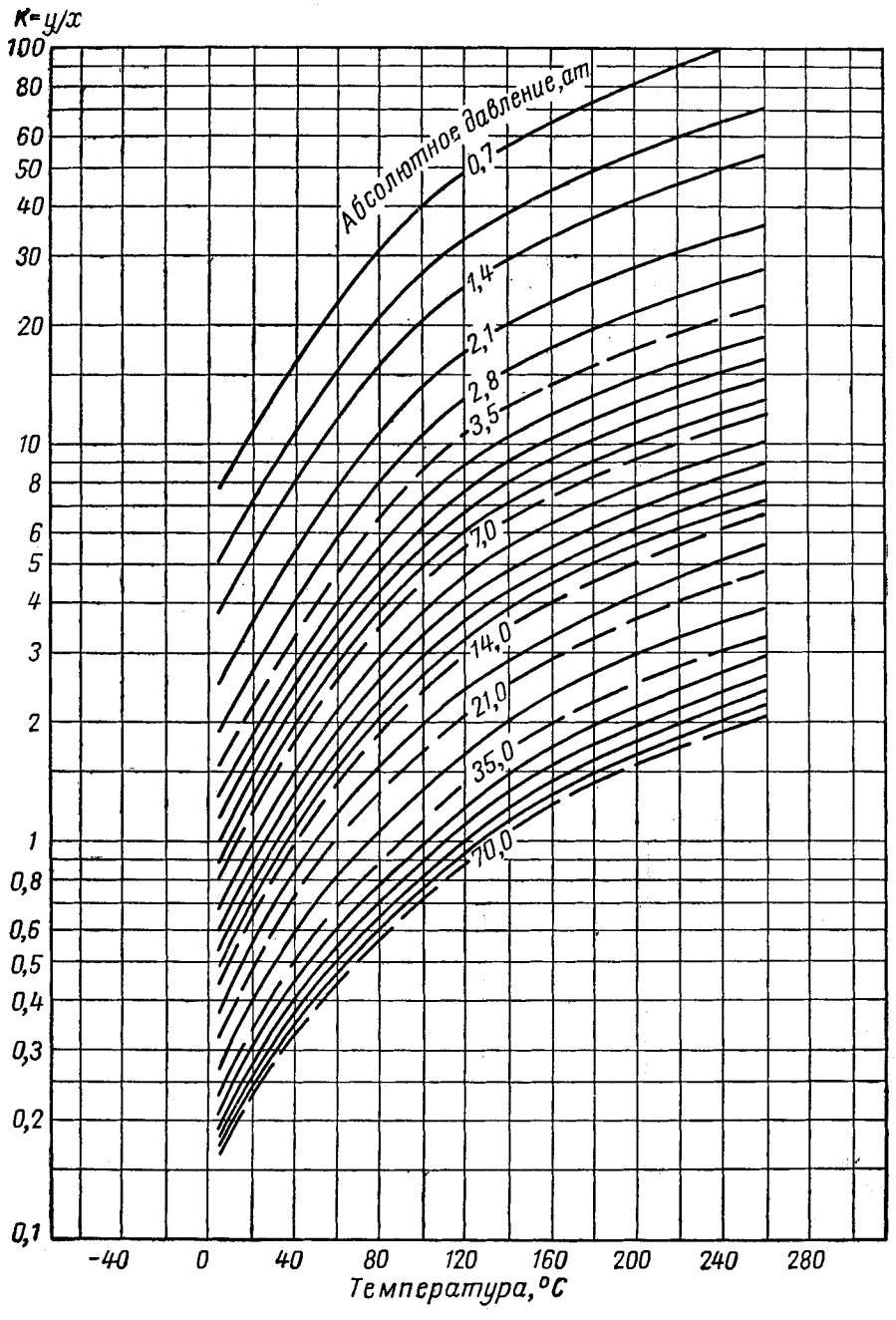


Рис. VI. 18. Идеальные константы равновесия для пропана [IV. 14].

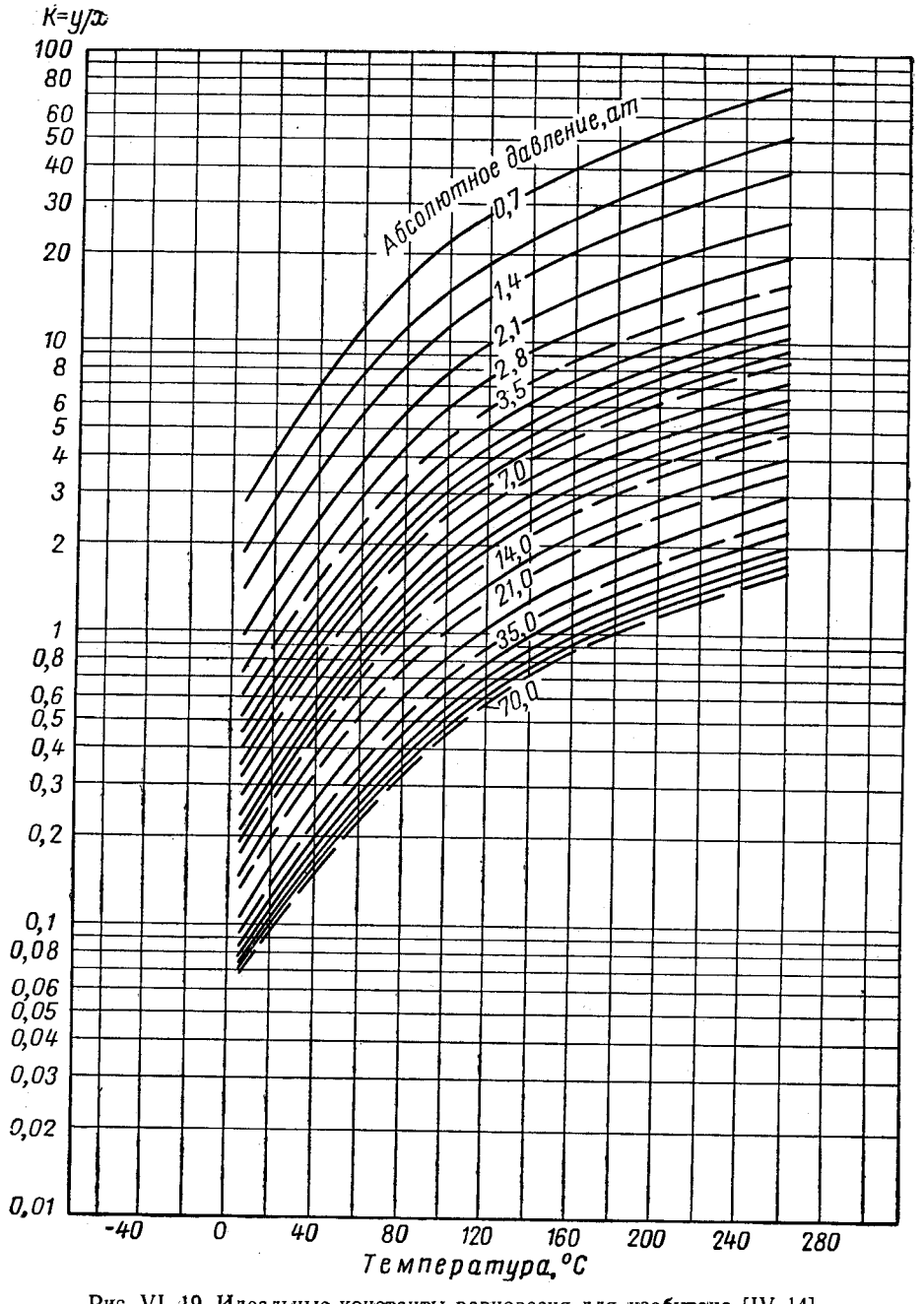


Рис. VI. 19. Идеальные константы равновесия для изобутана [IV. 14].

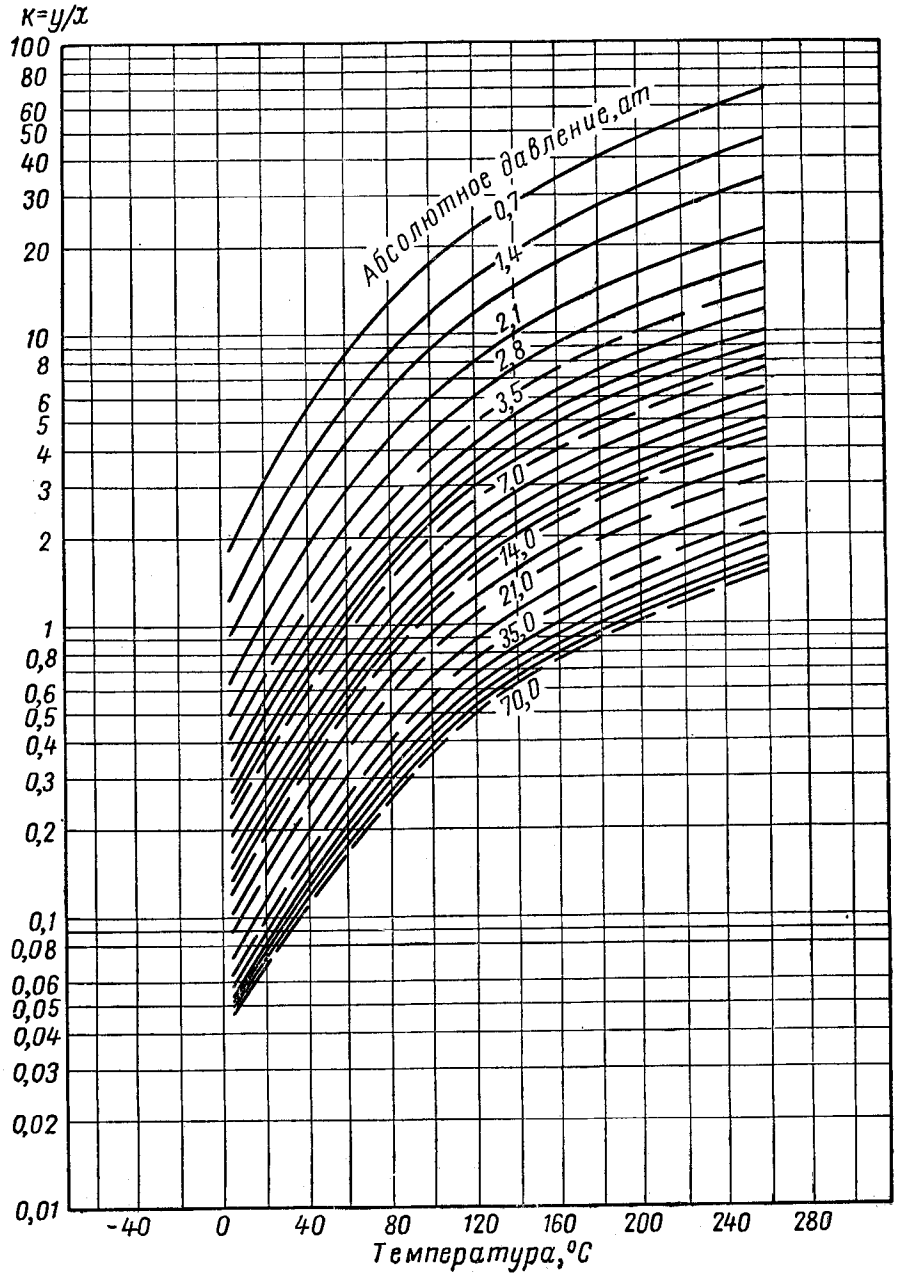


Рис. VI. 20. Идеальные константы равновесия для *н*-бутана [IV. 14].

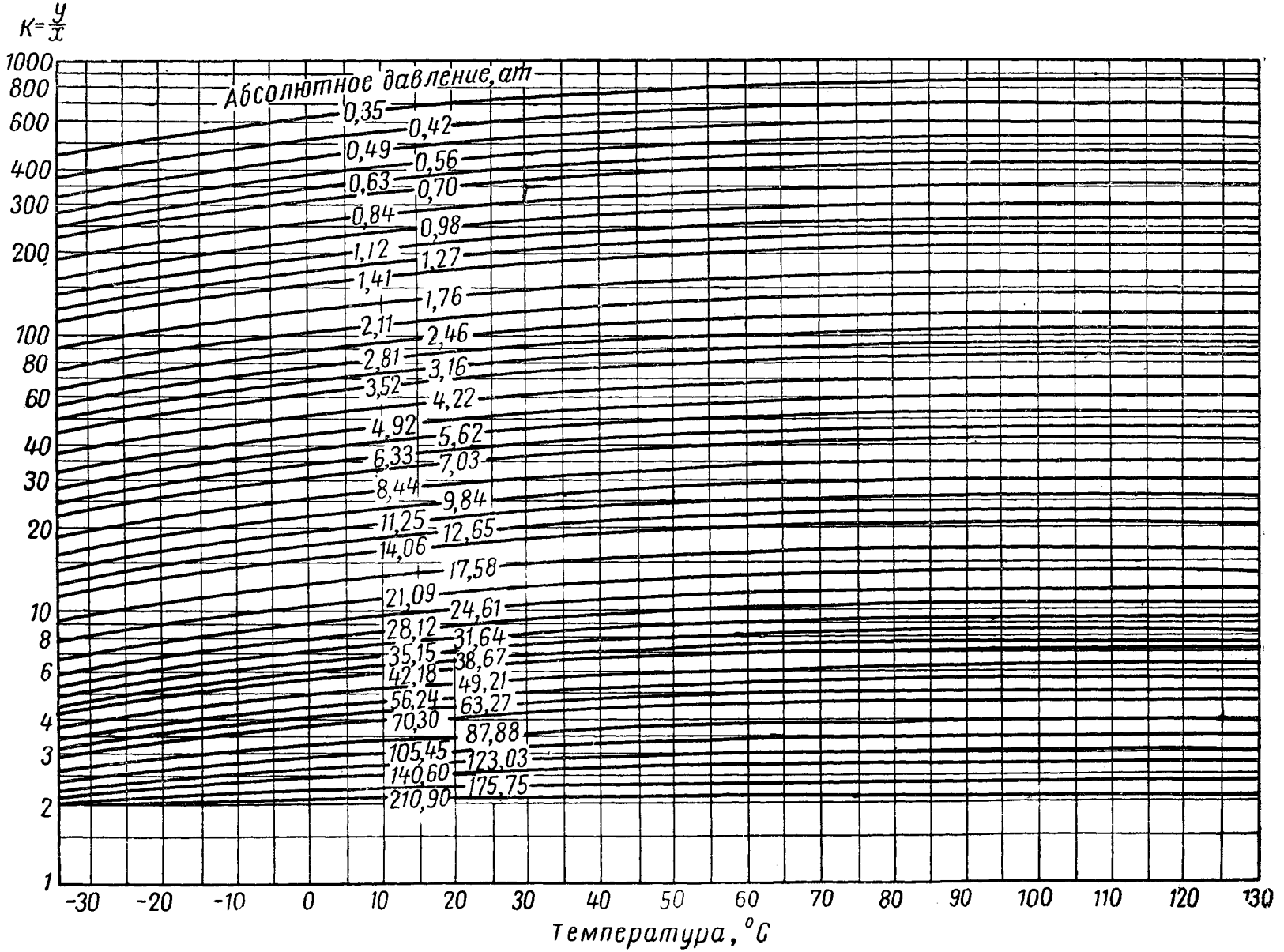


Рис. VI. 21. Константы равновесия для метана в оклахомской нефти [III. 26].

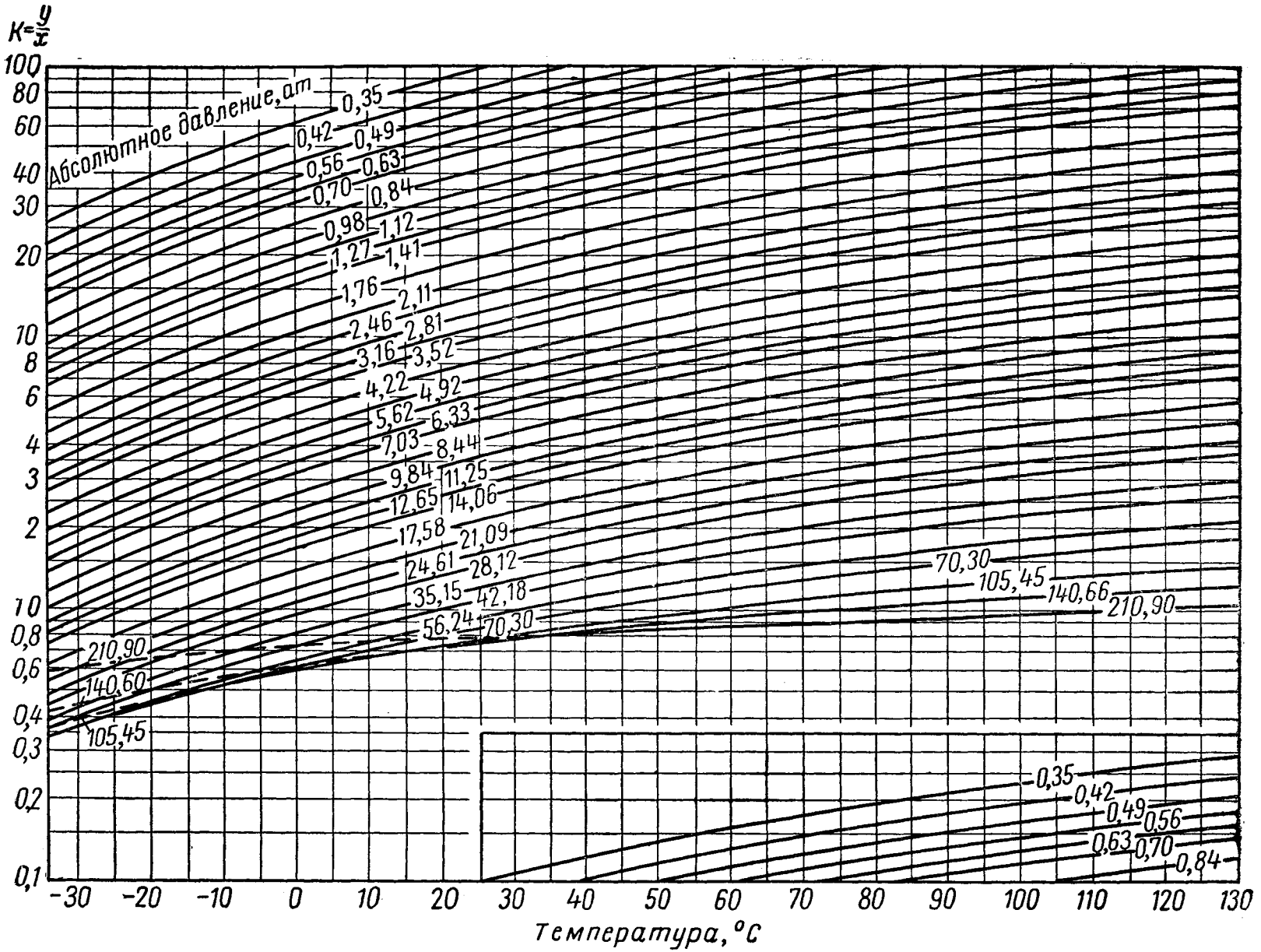


Рис. VI. 22 Константы равновесия для этана в оклахомской нефти [III. 26].

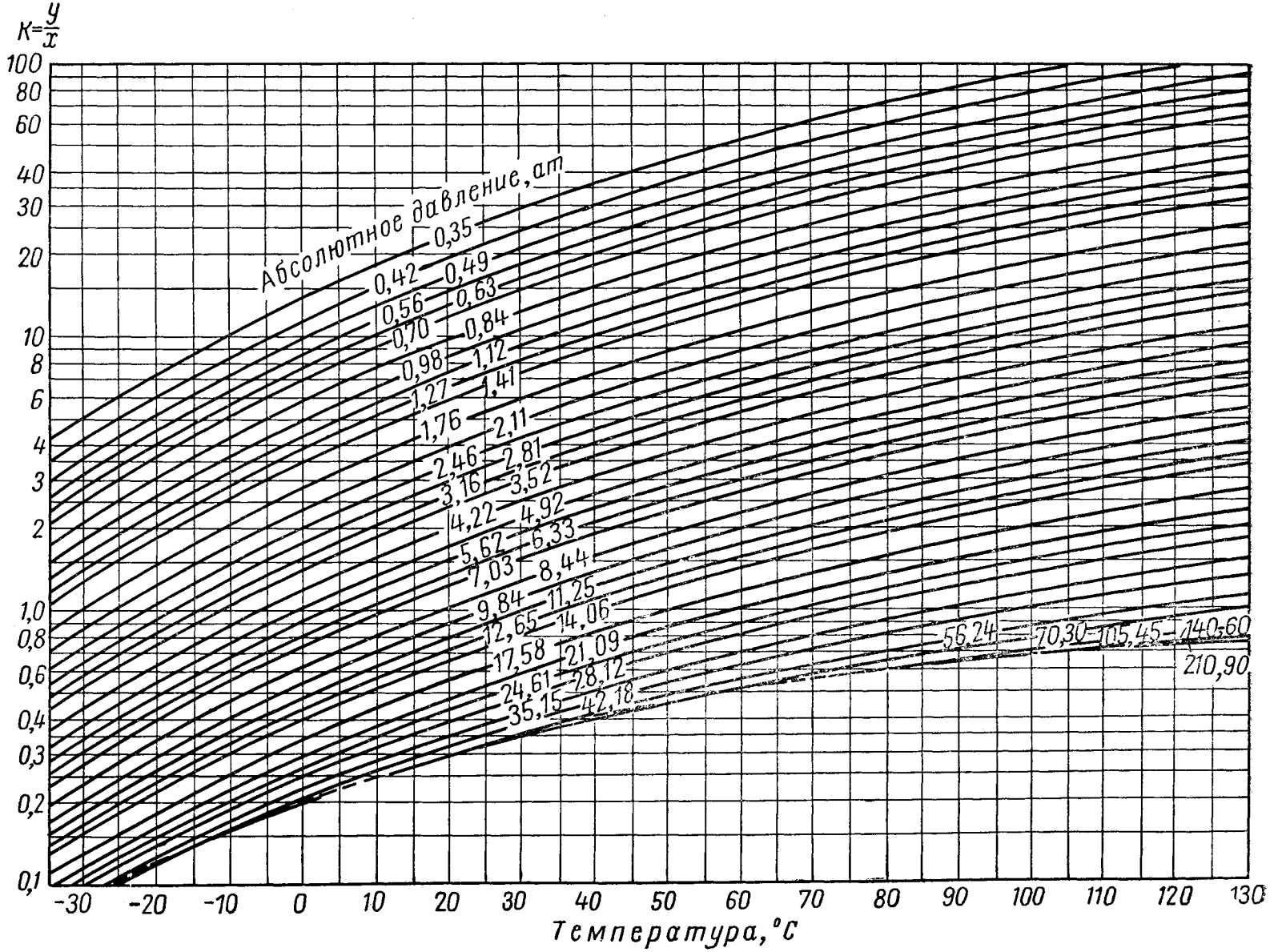


Рис. VI. 23. Константы равновесия для пропана в оклахомской нефти [III. 26].

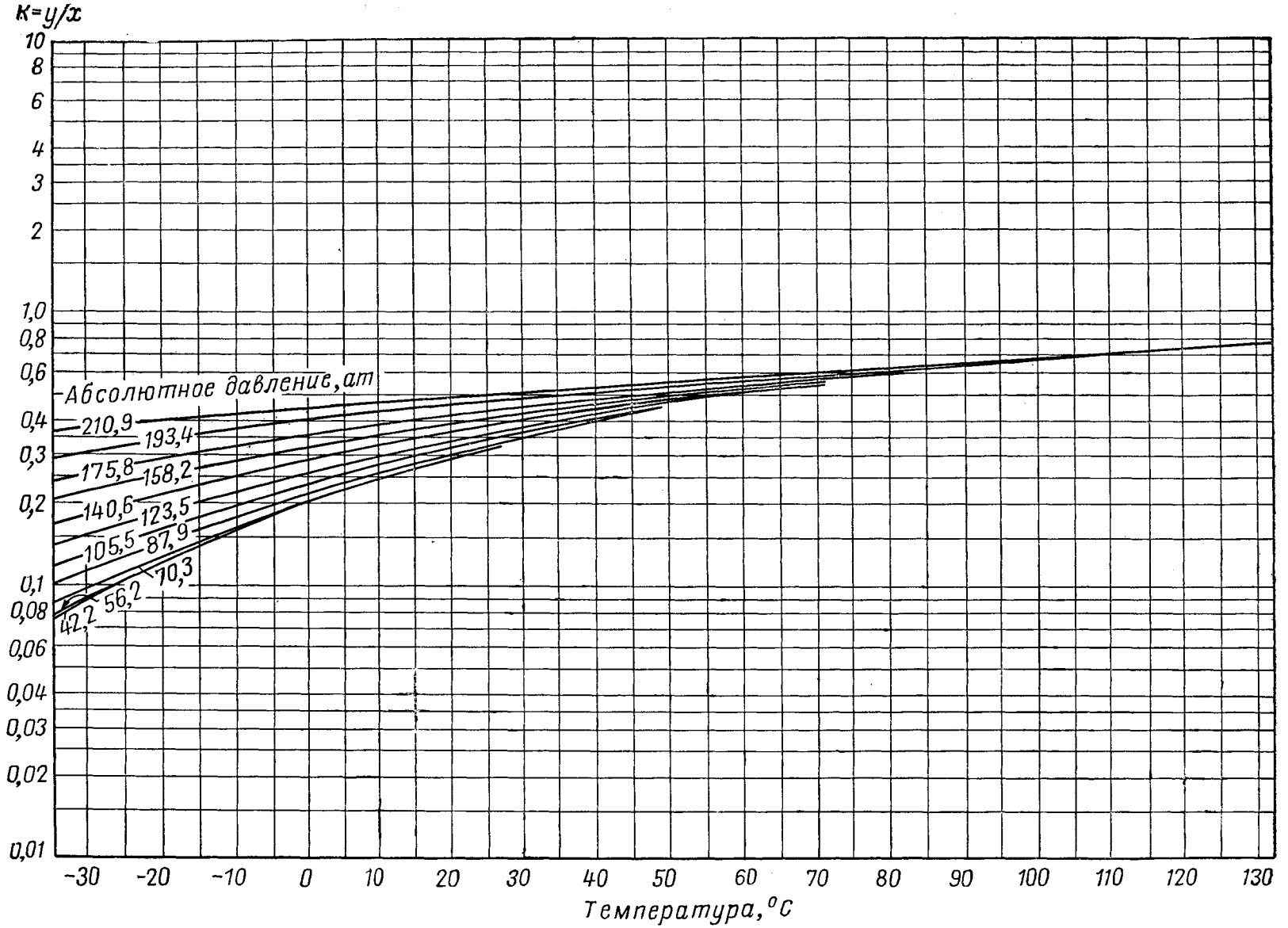


Рис. VI. 23а. Константы равновесия для пропана в оклахомской нефти [III. 26].

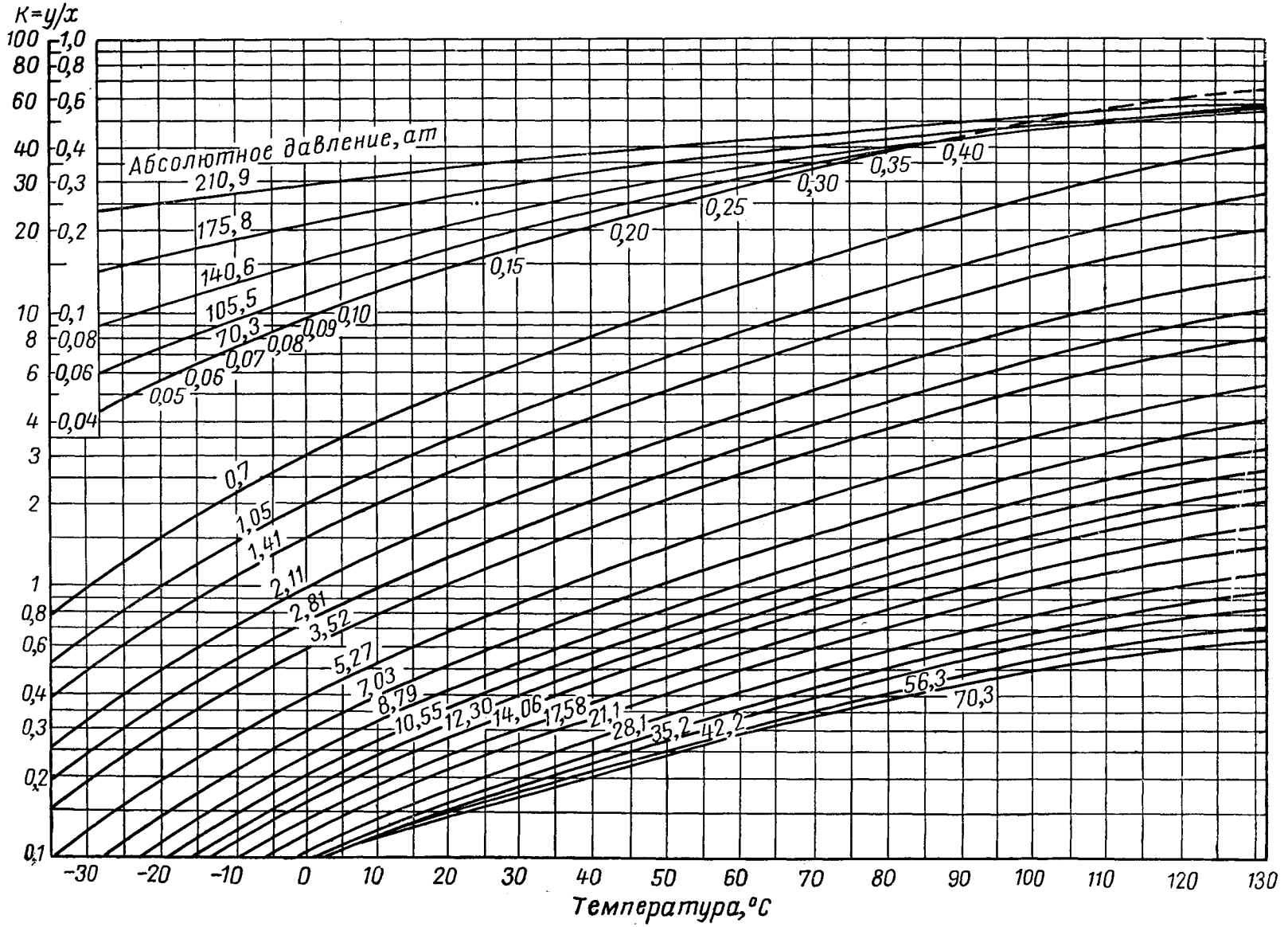


Рис. VI. 24. Константы равновесия для изобутана в оклахомской нефти [III. 26].

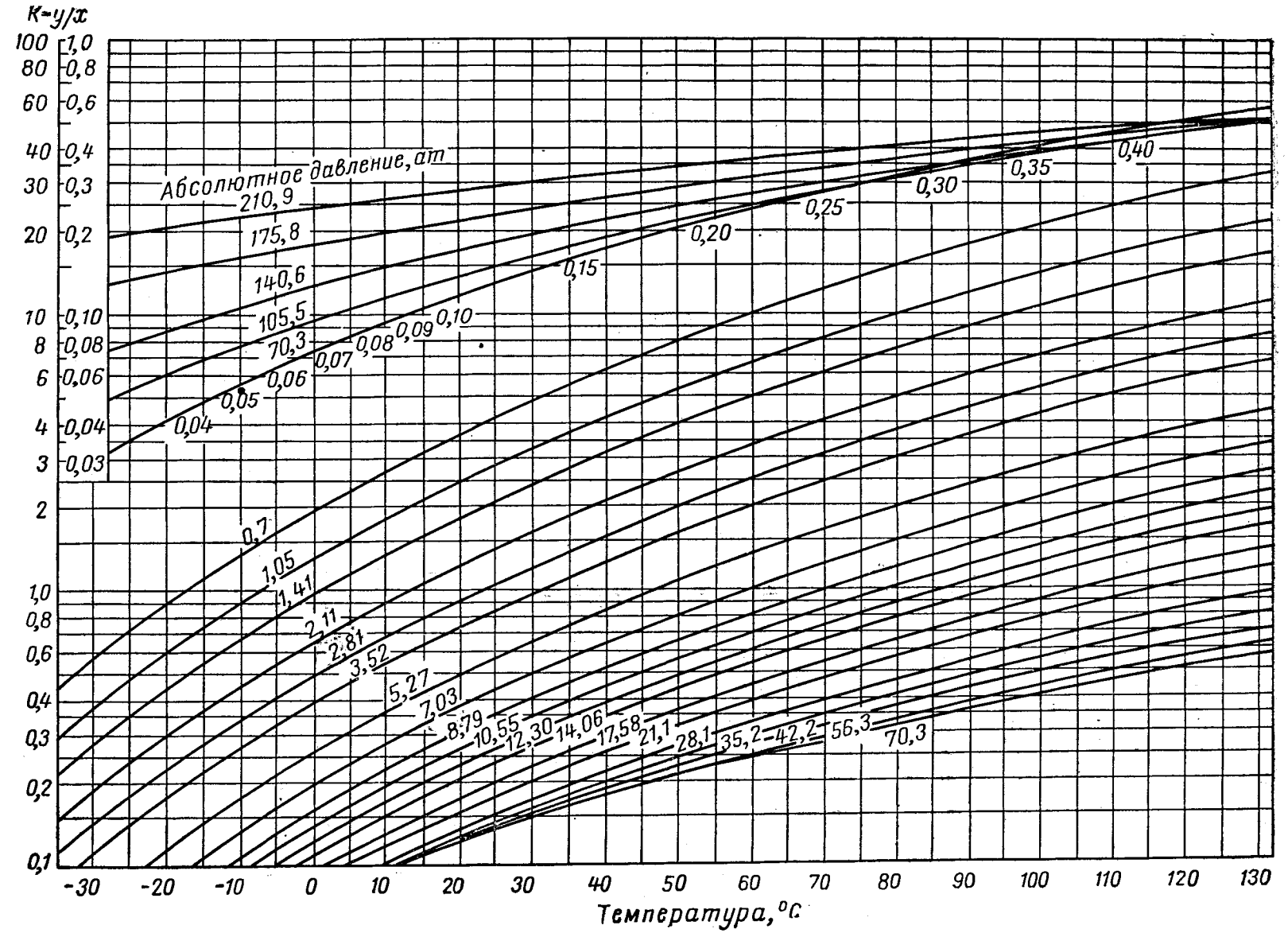


Рис. VI. 25. Константы равновесия для *н*-бутана в оклахомской нефти [III. 26].

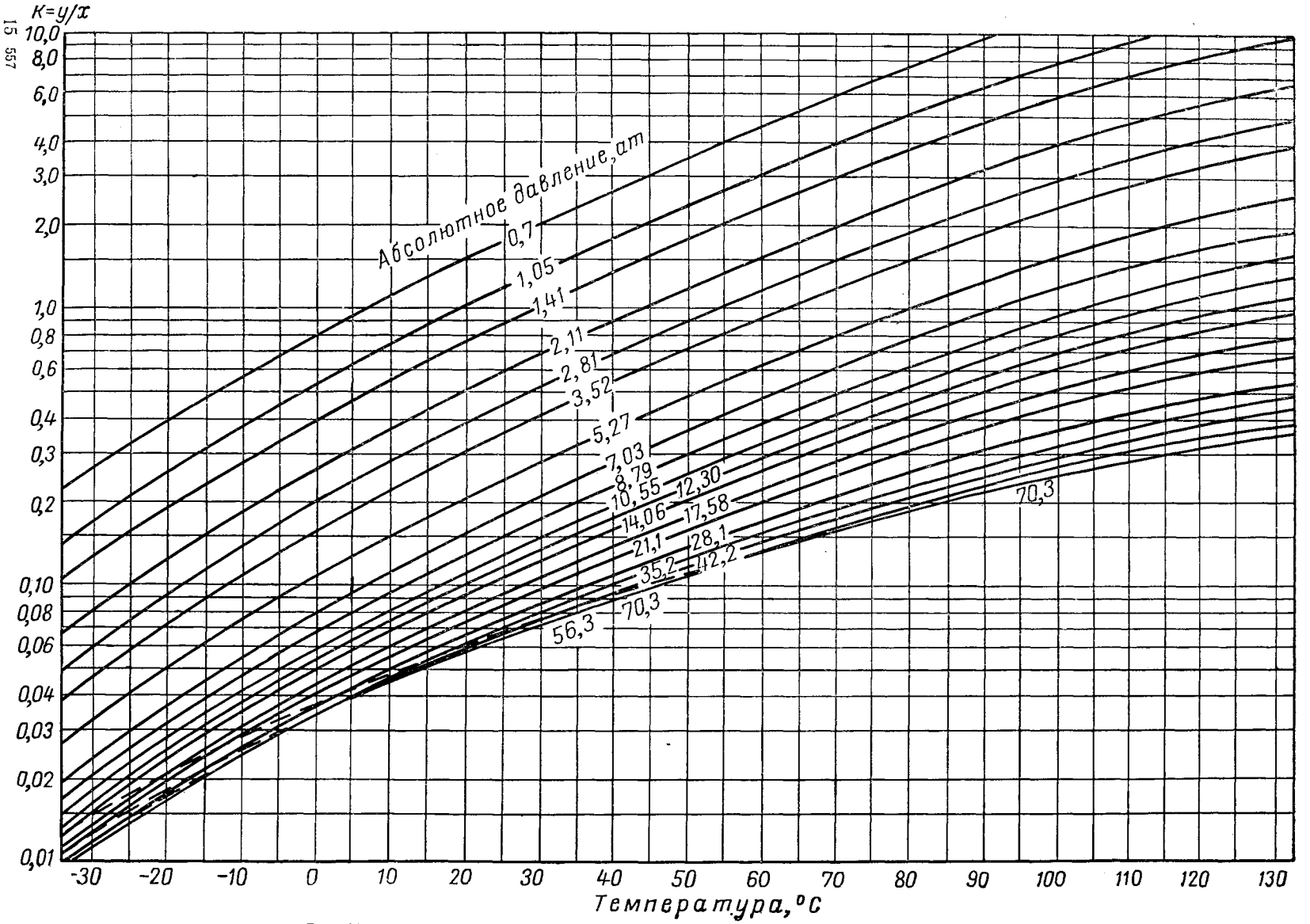


Рис. VI 26. Константы равновесия для изопентана в оклахомской нефти [III. 26].

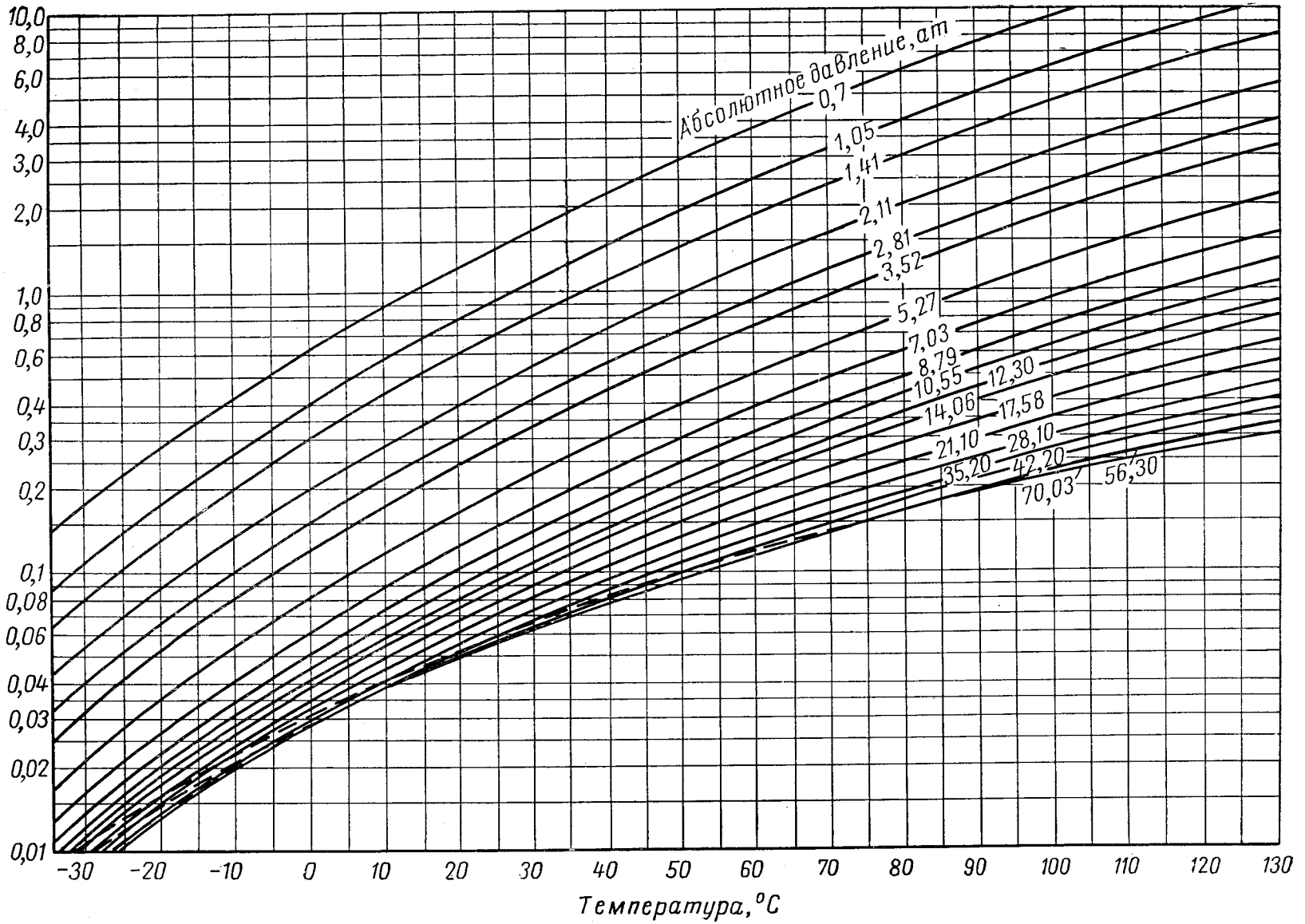


Рис. VI. 27. Константы равновесия для *н*-пентана в оклахомской нефти [III. 26].

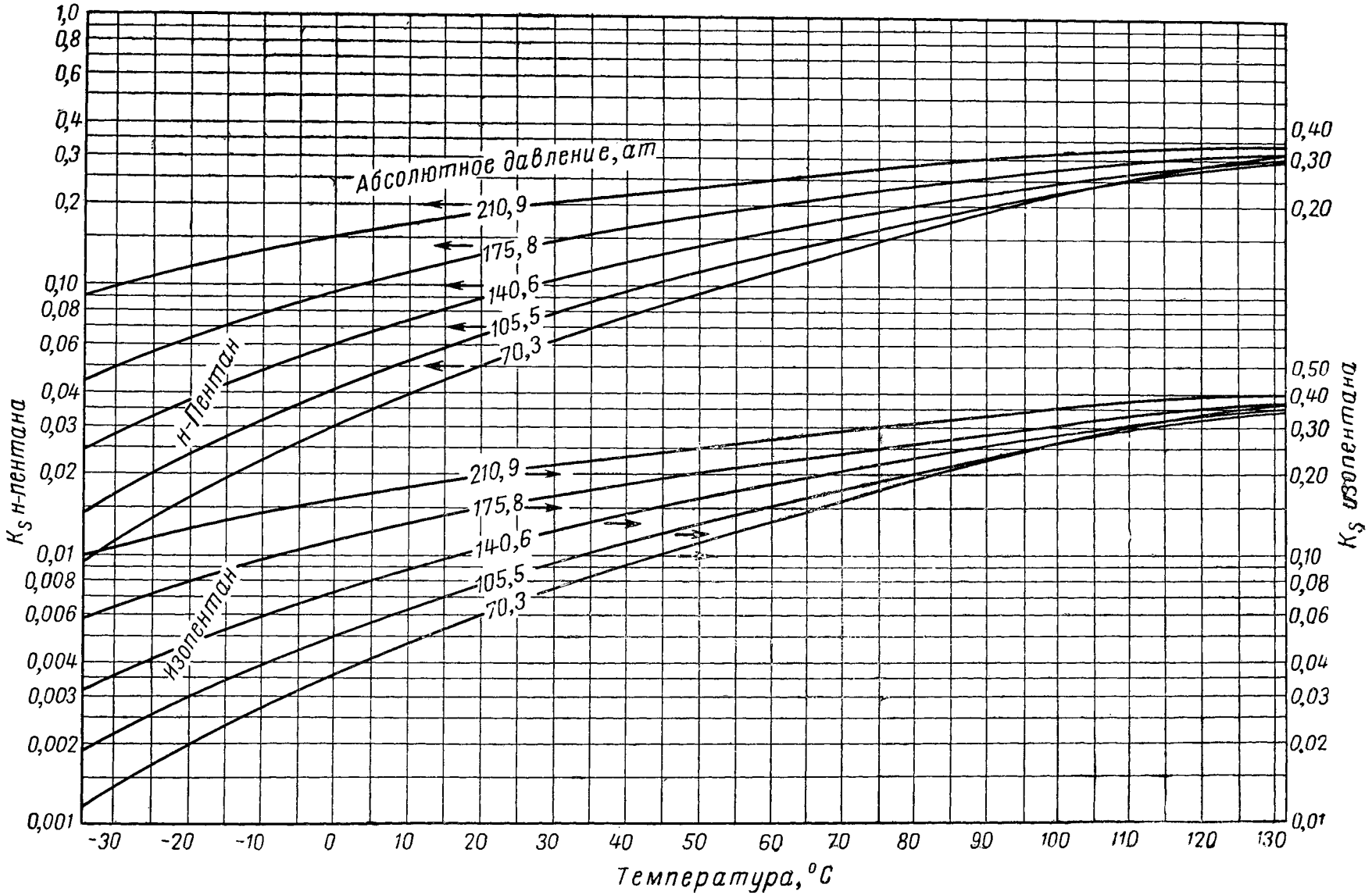


Рис. VI. 27а. Константы равновесия для изопентана и *н*-пентана при высоких давлениях.

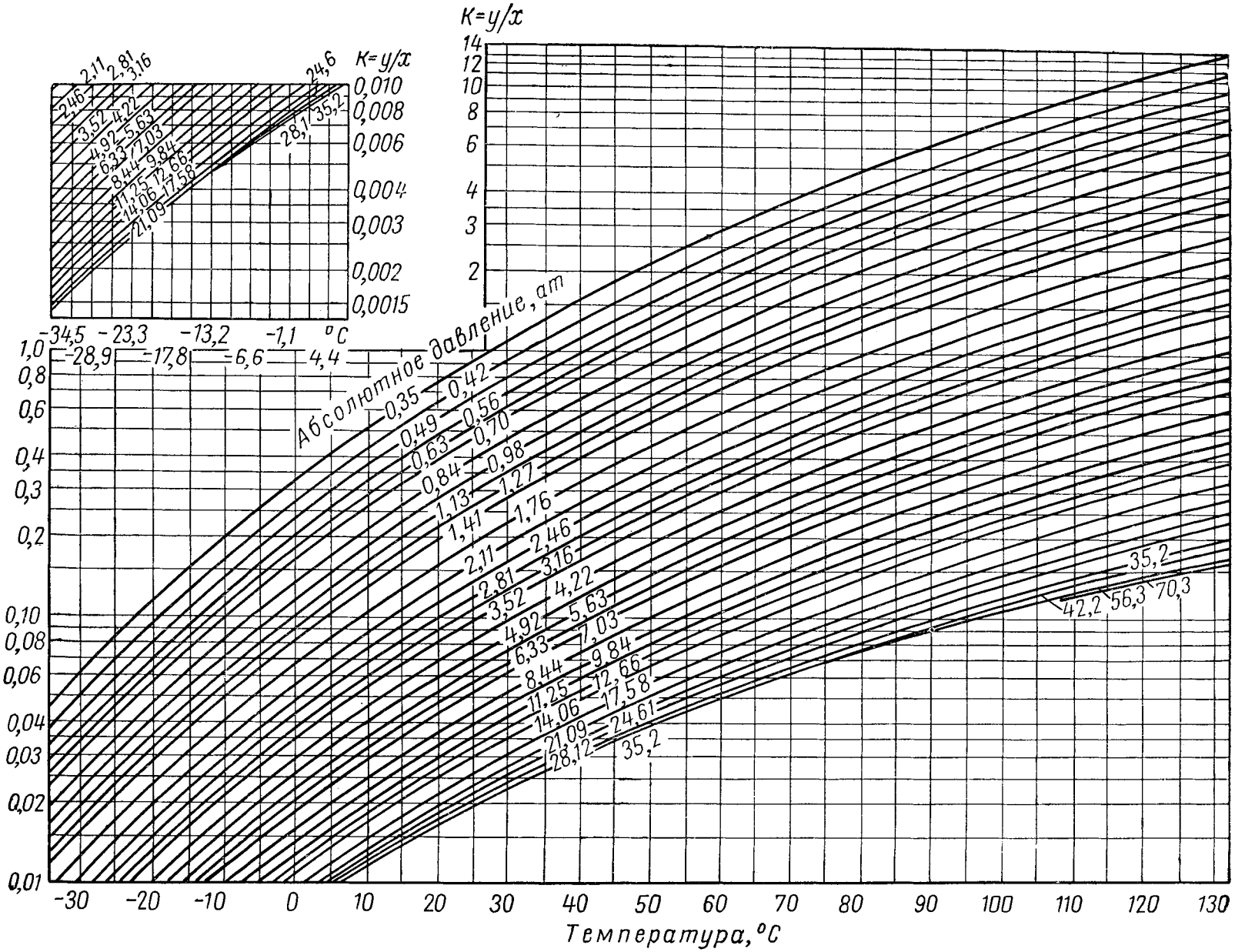


Рис. VI. 28. Константы равновесия для гексанов в оклахомской нефти [III. 26].

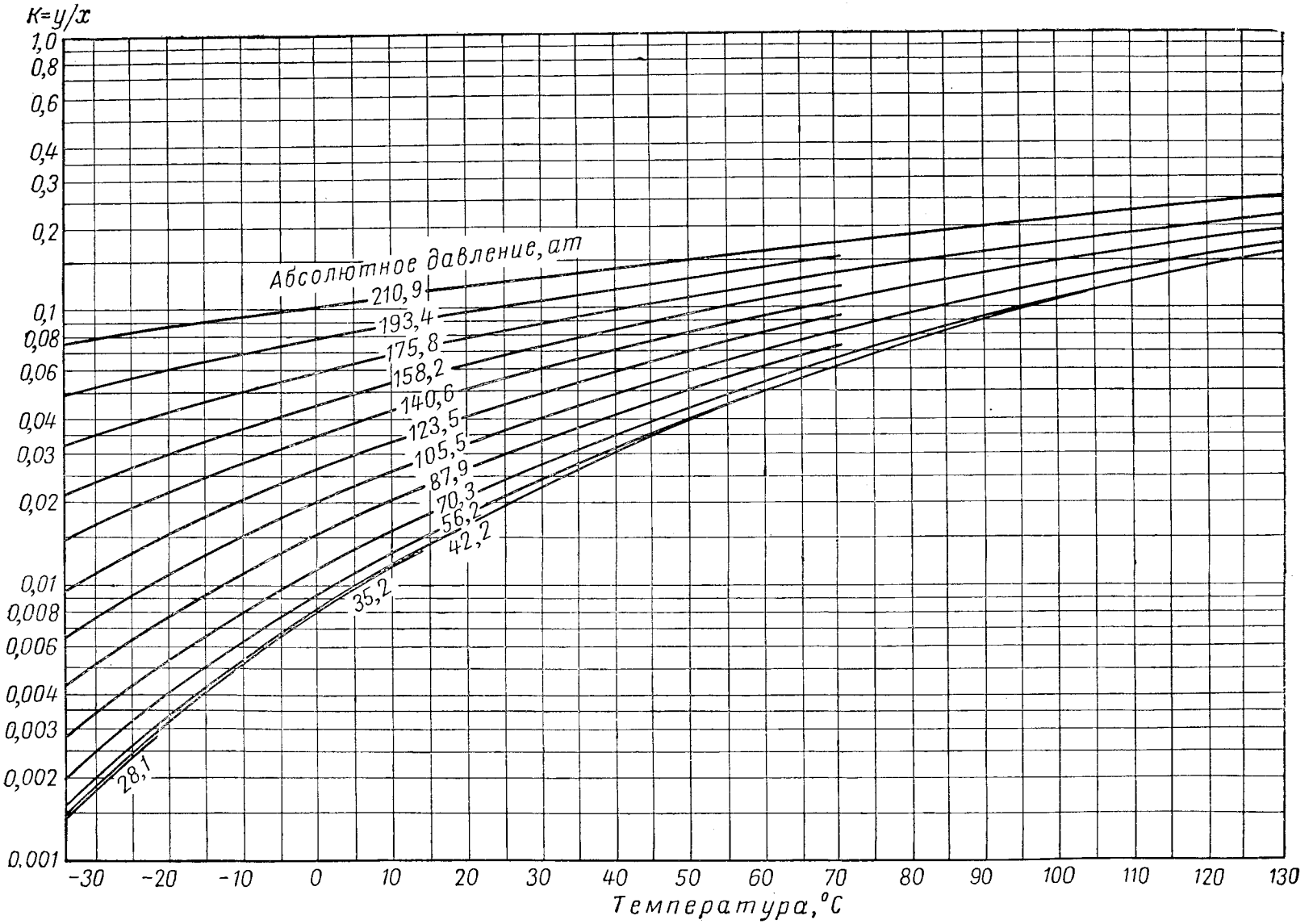


Рис. VI. 28а. Константы равновесия для гексанов в оклахомской нефти [III. 26].

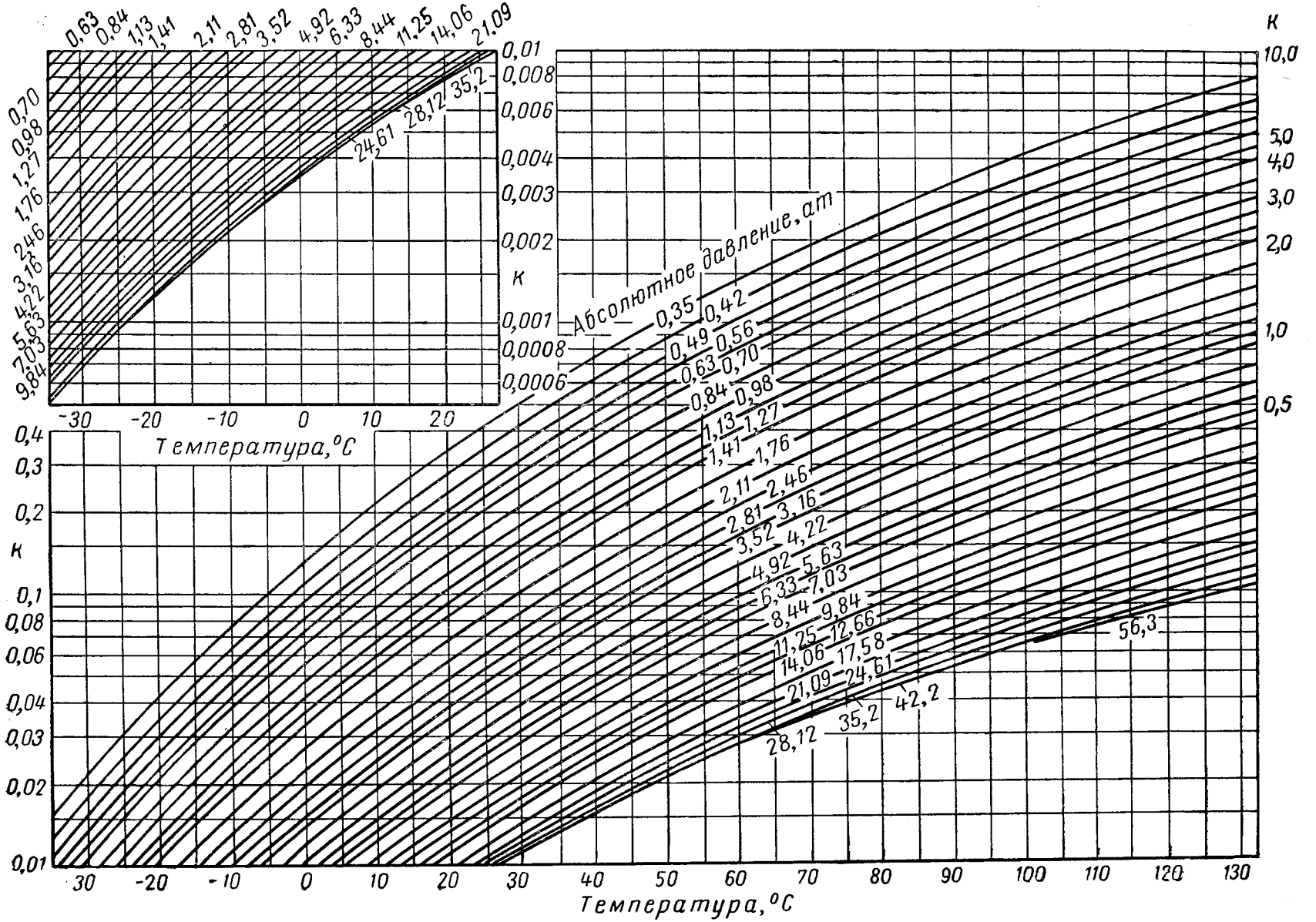


Рис. VI. 29. Константы равновесия для гептанов в оклахомской нефти [III. 26].

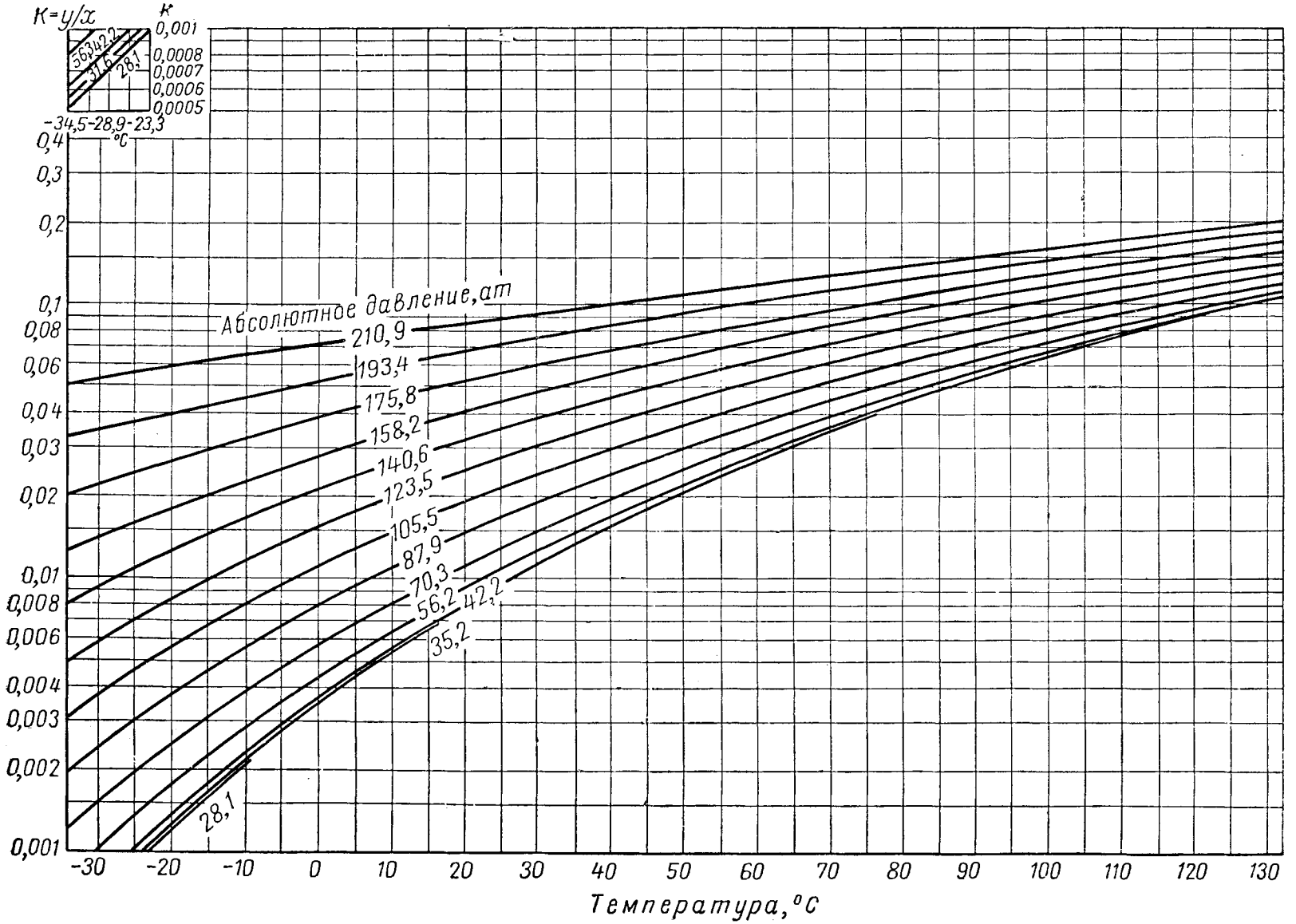


Рис. VI, 29а. Константы равновесия для гептанов в оклахомской нефти [III. 26].

Таблица VI. 5

Экспериментальные данные по равновесиям фаз сложных углеводородных смесей

Наименование	Температура, °С	Абсолютное давление, *ат*	Год исследования	Литература
Природный газ—нефть	49,4; 48,9; 93,3	0,98—232	1937	III. 26
Природный газ — абсорбционное масло	0,6—82,2	7—350	1941	VI. 64
Природный газ — дистиллят	4,4—93,3	14,280	1941	VI. 49
Газ — дистиллят	301,7—438,5	8,3—45,7	1942	VI. 65
Газ — абсорбционное масло	17,8—34,4	8,7—225	1943	VI. 31
Природный газ — нефть	1,7—121,1	70,3—576	1944	III. 68
Природный газ — гексан	37,8	3,5—126	1945	VI. 26
Природный газ — нефть	48,9—93,3	70,3—654	1945	VI. 50
Двуокись углерода — природный газ — конденсат	37,8—121,1	35—197	1946	VI. 45
Природный газ	54,4—115,6	7	1949	VI. 61
Двуокись углерода — природный газ — нефть	3,3—94,4	42—598	1951	VI. 47
Газ — абсорбционные масла	37,8—104,4	35—70	1952	VI. 59
Двуокись углерода, сероводород, природный газ, нефть и абсорбционные масла	37,8—93,3	14—350	1952	VI. 29
Газ — конденсат	93,9	35—210	1953	VI. 27
Сероводород — природный газ — нефть	67,8	49—175	1954	VI. 62
Природный газ — нефть	87,8	70—420	1956	VI. 21

некоторая модификация этих диаграмм [VI. 53]. В работе Стендинга и Катца [III. 68] показано, что состав нефти имеет большое значение при высоких давлениях. Константы, полученные для нефти типа оклахомской, можно с достаточной достоверностью применить при расчетах, связанных с абсорбцией маслами. Данные Роланда, Смита и Кавелера, выполненные в виде графиков, могут быть использованы для расчета сепарации газоконденсатной смеси [VI. 49].

Как видно из табл. VI. 5, были исследованы и условия равновесия неуглеводородных компонентов — двуокиси углерода, азота и сероводорода. Диаграмма, составленная Поттменом (Poettmann) для двуокиси углерода в нефти, приведена на рис. VI. 30 [VI. 47]. Поттмен производил измерения при содержании двуокиси углерода в газовой фазе в 6—11% мол. В сырой нефти из месторождения Биллингс растворялось больше двуокиси углерода, чем в конденсате из Эратского месторождения [VI. 45]. Якоби и Рзаса (Jacoby and Rzasa) [VI. 29] определили составы фаз системы нефть—природный газ (молекулярный вес C_7+ равен 227, удельный вес 0,894), в которой содержалось азота, двуокиси углерода и сероводорода по 5% мол. Величины K для этих компонентов сопоставлены с величинами K для метана и этана на рис. VI. 31—VI. 33. Диаграммы для азота и сероводорода в этой системе приведены на рис. VI. 34 и VI. 35. Вагтборг (Vagtborg) [VI. 62] изучал естественную систему нефть — природный газ, содержавшую значительное количество сероводорода и небольшое — двуокиси углерода и азота. Он осуществлял дифференциальное испарение нефти, насыщенной при абсолютном давлении 175 *ат* и 67,8° С. Осредненные данные по дифференциальным составам фаз приведены в табл. VI. 7, а константы равновесия (все при 67,8° С) — в табл. VI. 8.

Таблица VI. 6

Опубликованные работы, в которых выведены корреляции констант равновесия жидкой и парообразной фаз

Наименование	Год исследования	Литература
Легкие парафины	1932	VI. 57
То же	1932	III. 41
»	1938	VI. 54
Метан в смесях	1938	VI. 53
Сложные системы	1948	IV. 29
Компоненты с высокой температурой кипения	1949	VI. 46
Легкие углеводороды	1950	VI. 13
Метан в смеси с легкими углеводородами	1952	VI. 10
Сложные системы	1952	VI. 51
То же	1952	VI. 37
»	1952	VI. 67
»	1953	VI. 33
»	1953	VI. 25
Легкие углеводороды	1953	VI. 19
Сложные системы	1955	VI. 40

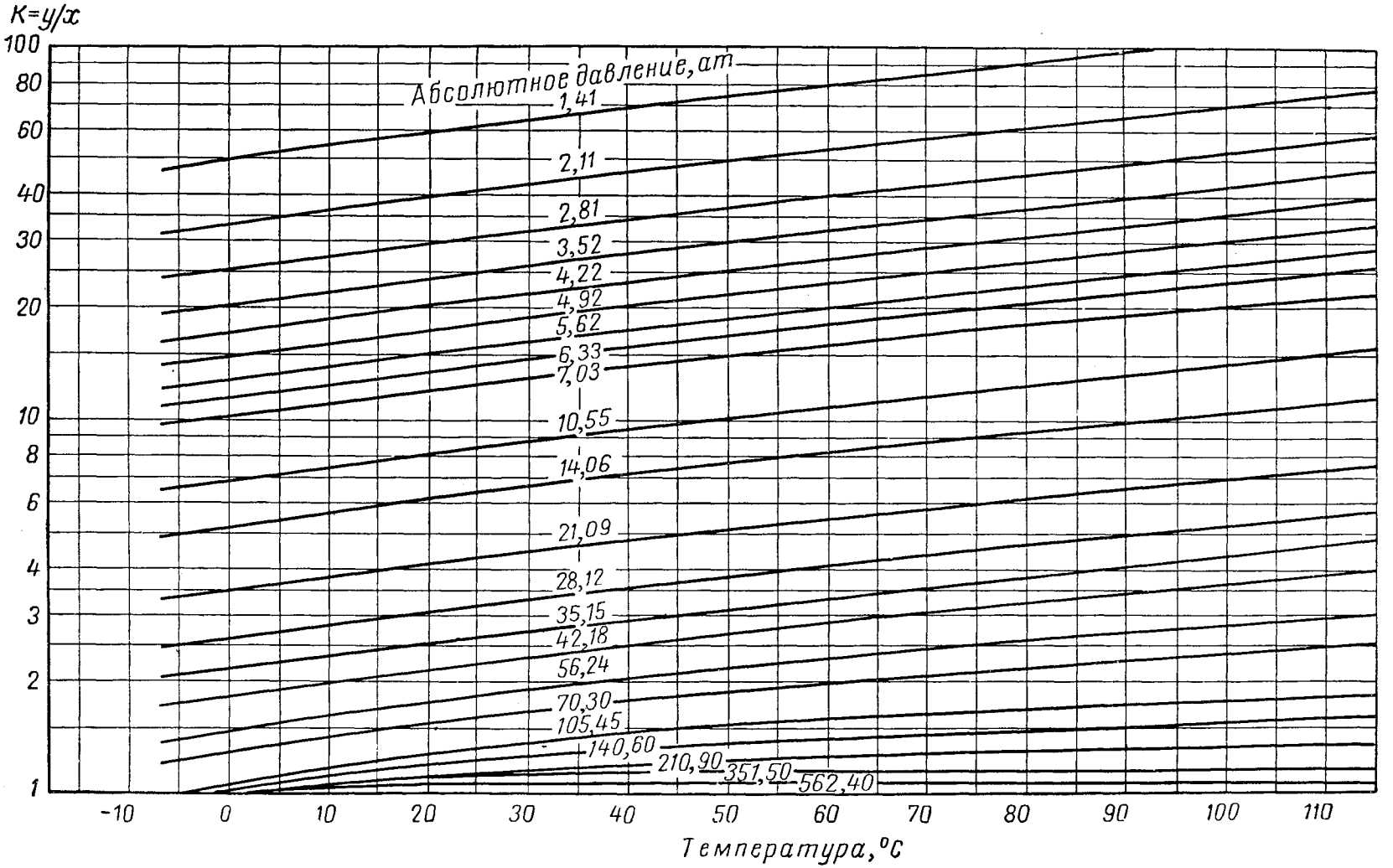


Рис. VI. 30. Константы равновесия для двуокиси углерода в нефти Биллингса [VI. 47].

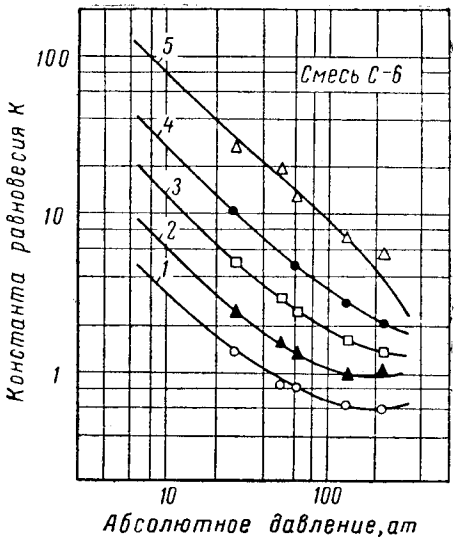


Рис. VI. 31. Константы равновесия для компонентов нефти при 37,8° С [VI. 29].

1 — сероводород; *2* — этан; *3* — двуокись углерода; *4* — метан; *5* — азот.

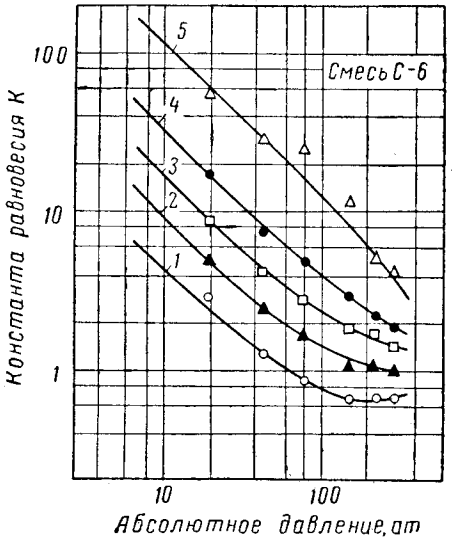


Рис. VI. 32. Константы равновесия для компонентов нефти при 65,50° С [VI. 29].

1 — сероводород; *2* — этан; *3* — двуокись углерода; *4* — метан; *5* — азот.

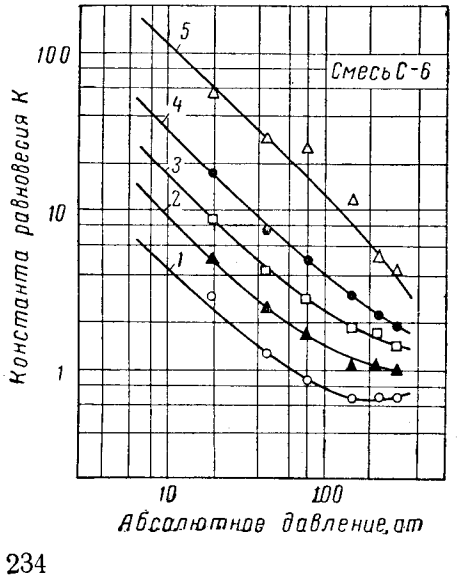


Рис. VI. 33. Константы равновесия для компонентов нефти при 93,3° С.

1 — сероводород; *2* — этан; *3* — двуокись углерода; *4* — метан; *5* — азот.

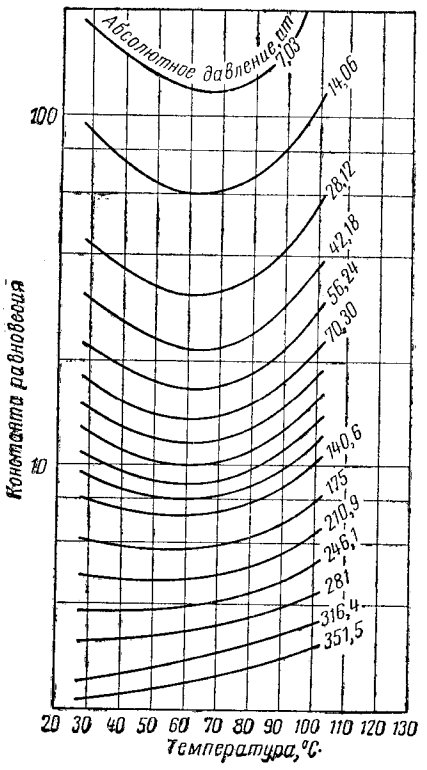


Рис. VI. 34. Константы равновесия азота в нефти (смесь С-6) [VI. 29].

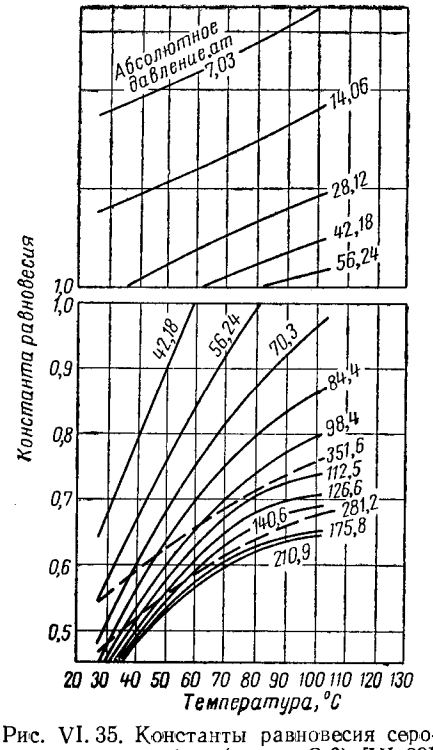


Рис. VI. 35. Константы равновесия сероводорода в нефти (смесь С-6) [VI. 29].

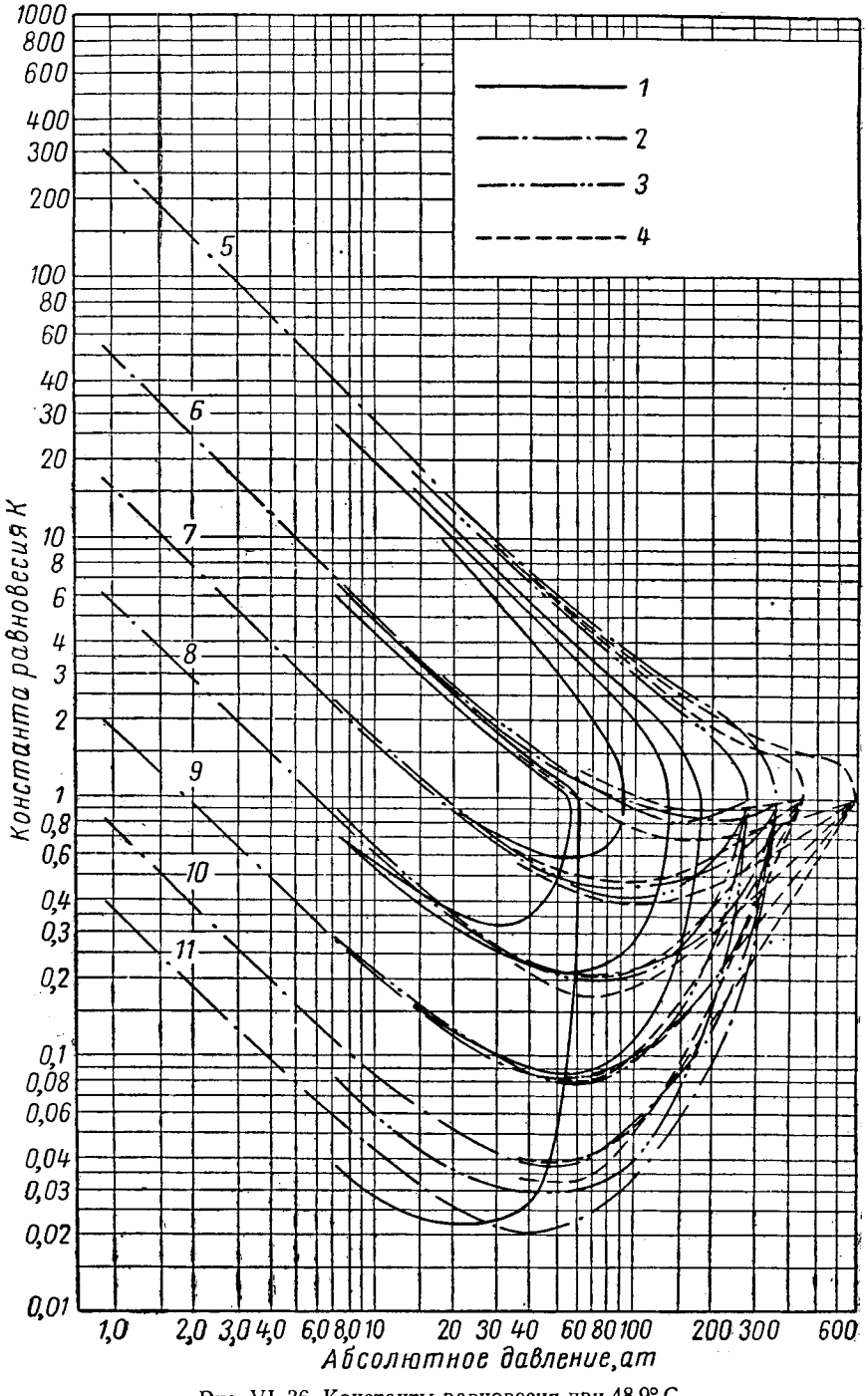


Рис. VI. 36. Константы равновесия при 48,9° С.

1 — двойные системы C_1-C_2; C_1-nC_4; C_1-nC_5; C_2-nC_4; C_2-nC_7; *2* — природный газ — нефть (Катц и Гахмус); *3* — природный газ — конденсат (Роуленд, Смит и Кейвлер); *4* — природный газ — нефть (Стендинг и Катц); *5* — метан; *6* — этан; *7* — пропан; *8* — бутаны; *9* — пентаны; *10* — гексаны; *11* — гептаны.

Таблица VI. 7

Состав фаз при выделении растворенного газа из пластовой жидкости при 67,8° С [VI. 62]

Компонент	Абсолютное давление, *ат*										
	1*		51		78		109		144		175**
	жидкость	пар	жидкость	пар	жидкость	пар	жидкость	пар	жидкость	пар	жидкость
C_1	0,00	13,80	7,787	37,68	12,10	45,86	16,843	53,23	21,723	56,73	26,121
C_2	0,00	9,50	5,361	10,15	6,05	10,49	6,677	9,94	7,127	8,08	7,247
C_3	1,37	4,00	2,854	2,06	2,74	2,04	2,641	1,60	2,497	1,45	2,366
C_4	2,00	3,45	2,818	1,71	2,66	1,34	2,473	1,00	2,270	0,84	2,090
C_5	3,63	1,70	2,541	0,88	2,30	0,74	2,081	0,68	1,888	1,04	1,782
C_6+	92,23	0,87	40,677	0,44	34,86	0,48	30,023	0,64	25,971	0,83	22,812
H_2S	0,77	64,55	36,761	43,28	37,70	34,60	37,267	29,06	36,135	25,72	34,227
CO_2	0,00	1,45	0,818	2,27	1,03	2,36	1,216	2,36	1,374	2,33	1,494
N_2	0,00	0,68	0,383	1,63	0,56	2,09	0,779	2,49	1,015	2,98	1,261

* Состав жидкой фазы при атмосферном давлении определен экспериментально. Состав пара выражен «сглаженными» данными.

** Состав жидкости при температуре начала кипения (абсолютное давление 175). Определен путем экстраполяции.

Таблица VI. 8

Константы равновесия для пластовой жидкости при 67,8° С [VI. 62]

Компонент	Абсолютное давление, *ат*			
	51	78	109	144
C_1	4,826	3,790	3,101	2,612
C_2	1,893	1,734	1,489	1,133
C_3	0,722	0,745	0,606	0,581
C_4	0,607	0,504	0,404	0,370
C_5	0,346	0,322	0,327	0,551
C_6+	0,011	0,014	0,021	0,032
H_2S	1,177	0,918	0,780	0,712
CO_2	2,775	2,291	1,941	1,696
N_2	4,256	3,732	3,196	2,936

КОРРЕЛЯЦИЯ КОНСТАНТ РАВНОВЕСИЯ

По правилу фаз для точного определения десятикомпонентной двухфазной системы в условиях постоянных температуры и давления требуется знание восьми фазовых концентраций. Корреляции констант равновесия для сложных систем, кроме температуры и давления, в значительной мере зависят от подобия углеводородных систем.

Хенсон и Браун (Hanson and Brown), [VI. 26] сопоставили различные системы при температуре 48,9° С (рис. VI. 36). Они показали, что при одинаковом давлении схождения данный компонент даже при различном составе смеси будет иметь одинаковые константы равновесия. Первоначально применявшийся метод определения констант равновесия для систем с летучестью, промежуточной между исследованными системами, заключался в интерполяции диаграмм, подобных показанной на рис. VI. 36. Уайт и Браун (Whitte and Brown) [VI. 65] предложили простую методику отыскания констант равновесия при известных кажущихся величинах давления схождения. Кривая идеальной константы равновесия по этому методу строится в координатах log K—log p. По таким диаграммам получаем величины минимума констант равновесия и давления, необходимого для минимума K, как функцию давления схождения и упругости паров данного компонента. Схема такого построения кривой константы равновесия показана на рис. VI. 37.

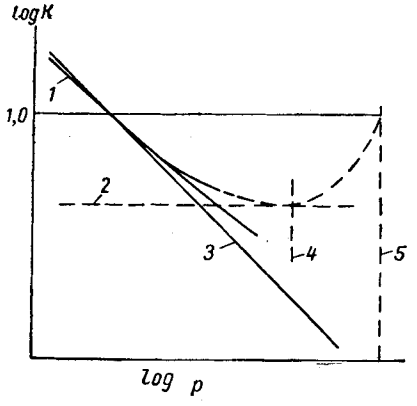


Рис. VI. 37. Определение величин K по давлению схождения.

1 — идеальная K; *2* — минимум K; *3* — по закону Рауля; *4* — давление минимума K; *5* — давление схождения.

Давления схождения или геометрические места критических точек двойных систем показаны на рис. III. 14. В общем можно констатировать, что в многокомпонентных системах повышение давления схождения вызывается либо добавлением к системе высоколетучих веществ, например азота и водорода, либо уменьшением содержания промежуточных компонентов. Высокое давление схождения приводит к замедленному повышению величин K для менее летучих компонентов и к ускоренному снижению величин K для более летучих компонентов при давлениях, при которых они не следуют больше законам идеальных растворов. Хеддн (Hadden) [VI. 24] составил корреляцию констант равновесия на основе давления схождения и метода приближения к давлению схождения [VI. 25]. Уинн (Winn) [VI. 67] разработал номограмму (рис. VI. 38) для нахождения констант равновесия при давлении схождения 350 *ат*.

Прямая линия, соединяющая точку давление—температура на координатной сетке с точкой компонента, пересекает вертикальную ось констант в точке, соответствующей искомой константе равновесия. Для других давлений схождения в сочетании с рис. VI. 38 берут величины давления на координатной сетке, приведенные

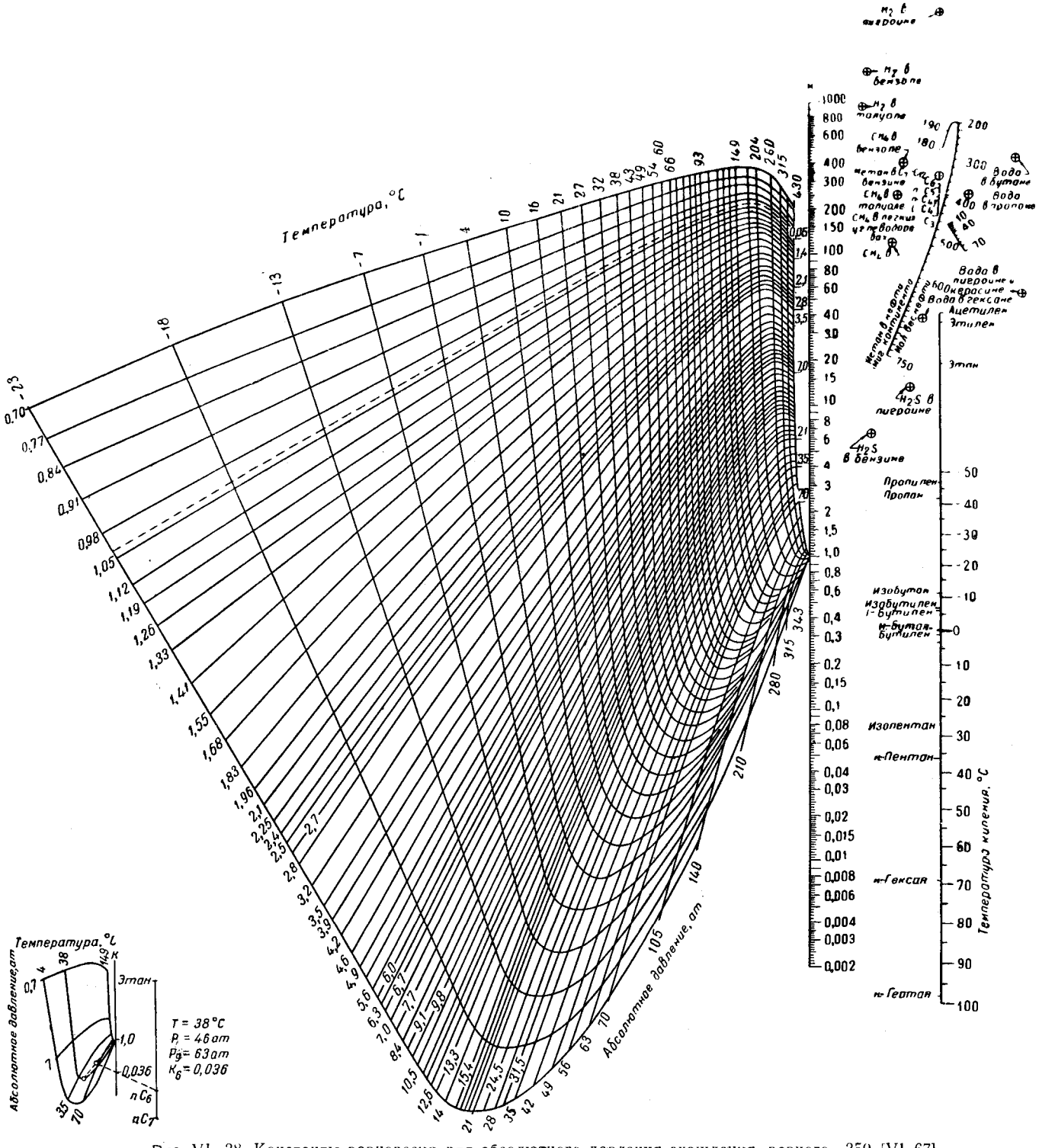


Рис. VI. 38. Константы равновесия для абсолютного давления схождения, равного 350 [VI, 67].

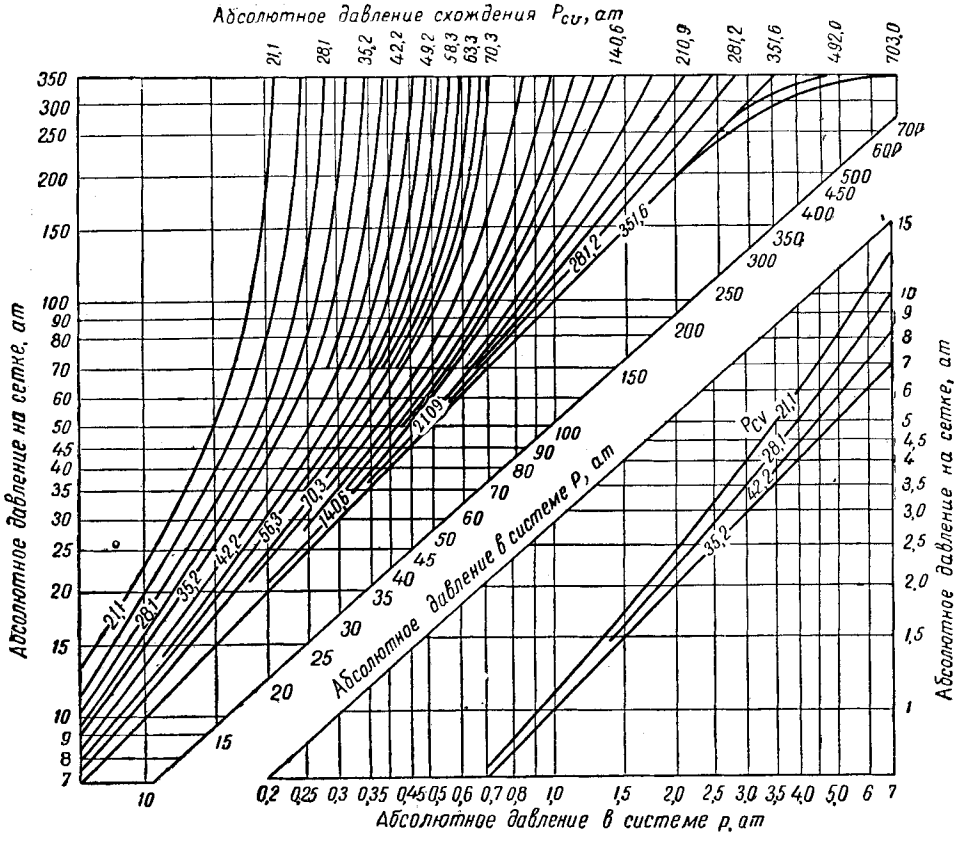


Рис. VI. 39. График для определения сеточного давления при давлении схождения, отличном от 350 $кГ/см^2$ абс. [VI. 67].

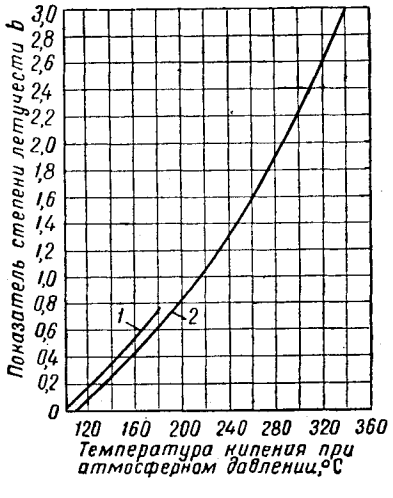


Рис. VI. 40. Показатель степени летучести в уравнении (VI. 1) [VI. 67].

1 — чистые углеводороды; *2* — нефтяные фракции (погон уд. веса 0,78).

на рис. VI. 39. Методика определения K в этом случае заключается в следующем.

1. На рис. VI. 38 находим точку давления—температуры системы. Проводим прямую линию через эту точку и $K = 1{,}0$.

2. Находим точку пересечения этой линии с кривой давления, соответствующего давлению на сетке рис. VI. 39.

3. Проведя через эту точку пересечения и точку компонента прямую линию, определяем K.

Для компонентов с температурой кипения выше 98,9° С (гептан C_7) константы определяем по следующему уравнению:

$$K_n = \frac{K_7}{(K_2/K_7)^b}, \qquad \text{(VI. 1)}$$

где K_n — константа равновесия нефтяной фракции или смеси с высокой температурой кипения; K_2 — константа равновесия этана при температуре, давлении и давлении схождения в системе; K_7 — константа равновесия гептана при температуре, давлении и давлении схождения в системе; b — показатель степени летучести (рис. VI. 40).

Давления схождения Уинн (Winn) определяет по критическим кривым двойных систем, приведенным на рис. VI. 41. Для тройных и сложных систем Уинн предлагает следующее.

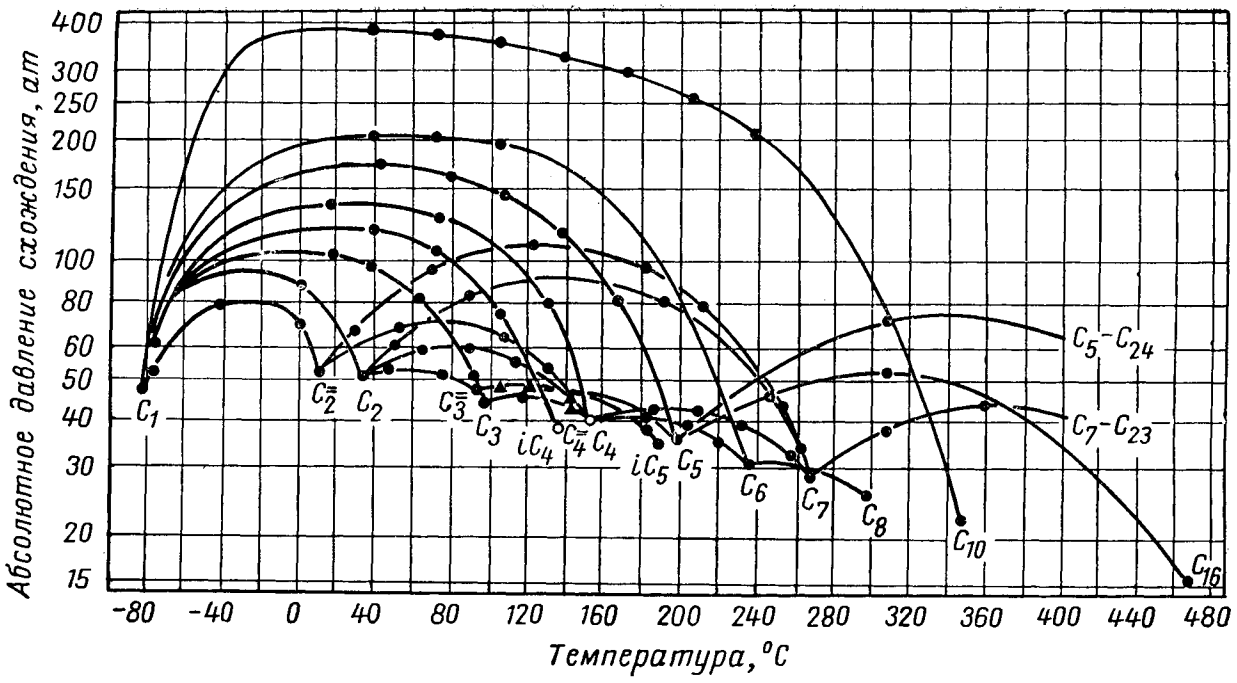


Рис. VI. 41. Давление схождения двойных углеводородных систем [VI. 67].

По рис. VI. 41 при температуре системы нужно найти давления на двух кривых, являющихся геометрическим местом критических точек двойных смесей самого легкого компонента с промежуточным и тяжелым компонентами. Если температура системы выше критической температуры промежуточного компонента, берем критическое давление этого компонента. Умножая эти две величины давления на соответствующие весовые доли промежуточного и тяжелого компонентов в жидкой фазе, складываем результаты и делим их на сумму весовых долей промежуточного и тяжелого компонентов в жидкой фазе.

Давление в системе для многокомпонентных систем определяют таким же образом, как и для тройных систем, т. е.

$$p_{c,v} = \frac{(p_{c,v})_1 W_1 + (p_{c,v})_2 W_2 + (p_{c,v})_3 W_3 + \dots}{W_2 + W_3 + \dots},$$

где $p_{c,v}$ — абсолютное давление схождения системы в *ат*; $(p_{c,v})_1$ — давление на кривой критических точек самого легкого компонента и компонента, обозначенного данным подстрочным значком при температуре системы; W_1 — весовая доля компонента, обозначенного данным подстрочным значком, в жидкой фазе. Индексы 1, 2, 3 ... обозначают 1 — самый легкий компонент, 2 — следующий, более тяжелый компонент и т. п.

Рзаса, Гласс и Опфелль (Rzasa, Glass and Opfell) [VI. 51] разработали корреляцию величин K для сложных нефтяных систем, по которой давление схождения определяется из температуры и произведения молекулярного веса фракции гептана и более тяжелых углеводородов на ее удельный вес (рис. VI. 42).

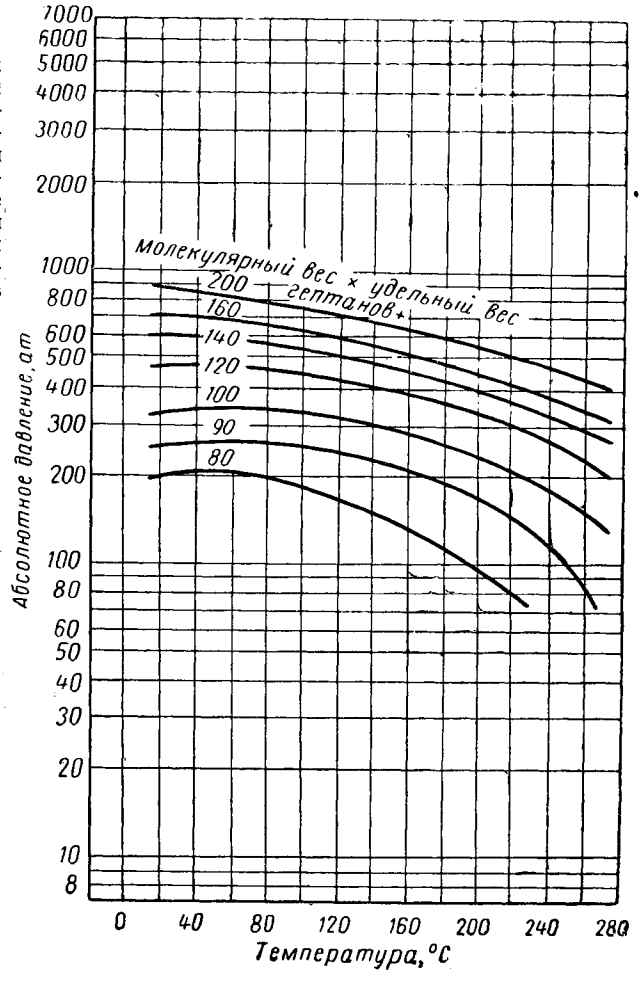


Рис. VI. 42. Определение давления схождения по температуре и свойствам фракции гептанов и более тяжелых углеводородов [VI. 51].

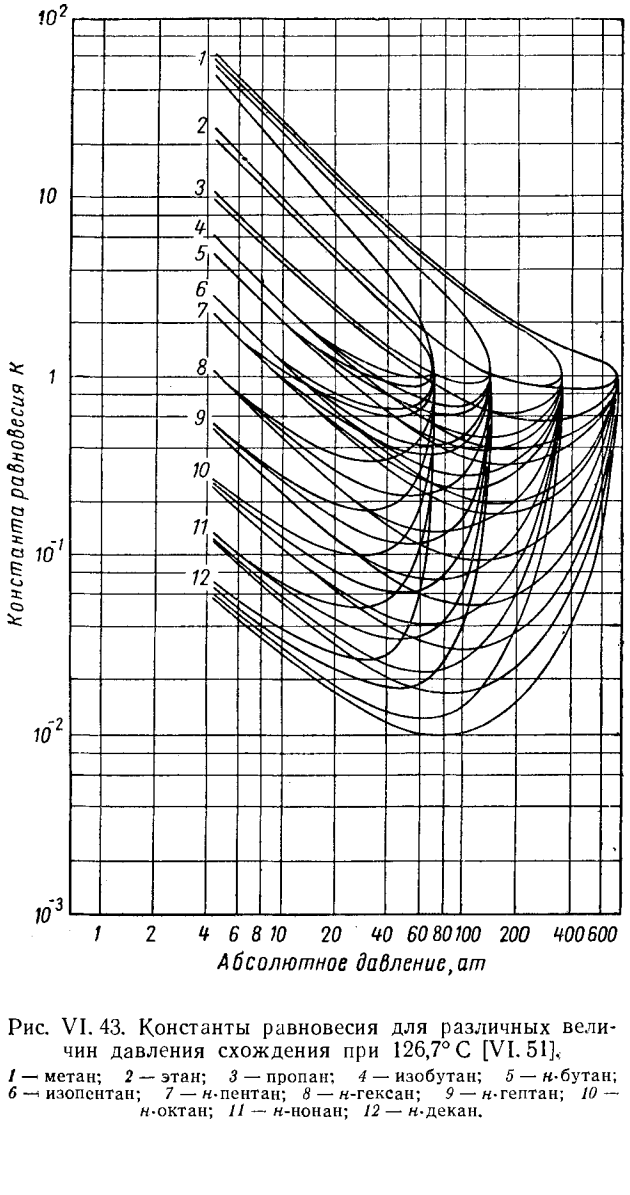


Рис. VI. 43. Константы равновесия для различных величин давления схождения при 126,7° С [VI. 51].

1 — метан; *2* — этан; *3* — пропан; *4* — изобутан; *5* — *н*-бутан; *6* — изопентан; *7* — *н*-пентан; *8* — *н*-гексан; *9* — *н*-гептан; *10* — *н*-октан; *11* — *н*-нонан; *12* — *н*-декан.

Константы равновесия при различных давлениях схождения и температуре 126,7° С приведены на рис. VI. 43.

Для определения равновесий в системе природный газ—жидкость широкс применяют диаграммы фугетивности, составленные фирмой «Келлогг» [VI. 13]. Константу равновесия определяют по уравнению

$$K = \frac{f/x}{f/y} = \frac{y}{x}, \qquad \text{(VI. 2)}$$

где f/x — фугетивность компонента, деленная на его мольную долю в жидкой фазе; f/y — фугетивность компонента, деленная на его мольную долю в парообразной фазе.

Соотношение между фугетивностью и мольной долей зависит от средней мольной температуры кипения фазы и выражается рядом диаграмм, каждая из которых дает это соотношение для данного компонента при данном давлении. Применение диаграмм (примером может являться диаграмма для метана, приведенная на рис. VI. 44) осуществляется по методу последовательных приближений. Для определения K исходят из четырех переменных: температуры, давления, мольных средних температур кипения жидкости и пара.

Другие методы корреляции и работы, в которых они приведены, перечислены в табл. VI. 6.

КОРРЕЛЯЦИЯ ОРГАНИКА — БРАУНА (ORGANICK—BROWN), ДИАГРАММЫ NGAA

(Американской ассоциации газового бензина)

Органик и Браун [VI. 37] разработали корреляцию констант равновесия, в которой кажущееся давление схождения вычисляется по средней мольной температуре кипения паровой фазы и средневзвешенному эквиваленту молекулярного веса жидкости. На диаграммах K выражены как функции температуры, давления и давления схождения.

Давление схождения определяют по двум диаграммам (рис. VI. 45 и VI. 46). Для данных температуры и давления равновесия находят среднемолекулярную температуру кипения пара и средневзвешенный молекулярный вес жидкости $M_в$. Задаются давлением схождения или корреляционным давлением $p_к$ и определяют соотношение $p/p_к$. По рис. VI. 45 находят показатель степени в члене $(100/M_в)^n$.

По рис. VI. 46 определяют ординату $p_к\ (100/M_в)^n$, сопоставляя ее с величиной, вычисленной по заданному значению $p_к$ и $M_в$. Этот метод последовательных приближений в сочетании с повторными вычислениями фазовых равновесий очень трудоемок. Однако, пользуясь этим методом, можно получить точные величины K при любом давлении схождения.

Можно построить график константы равновесия как функции нормальной температуры кипения компонента (*NBP*) при постоянной температуре и давлении. На рис. VI. 47—VI. 49 приведены такие графики, построенные для температуры 93° С и нескольких давлений, при трех давлениях схождения с использованием констант Органика и Брауна.

Если расчет ведется не для нормальных парафиновых углеводородов, а для других соединений, Органик и Браун рекомендуют применять эквивалентный молекулярный вес (рис. VI. 50). Данные о влиянии растворителя для ароматических и нафтеновых абсорбционных масел приведены в работе Киркбрайда и Бертетти (Kirkbride and Bertetti) [VI. 31].

Вычислять давления схождения следует лишь в тех случаях, когда другие расчеты неприменимы. Американская ассоциация газового бензина (NGAA) выпустила сборник диаграмм констант равновесия и кривых давления схождения наиболее часто встречающихся смесей (рис. VI. 51—VI. 53). Диаграммы K при абсолютном давлении схождения, равном 140 *ат*, для некоторых компонентов природного газа приведены на рис. VI. 54—VI. 66. Имеются также диаграммы абсолютных давлений схождения, равных 42, 56, 70, 210, 280, 350, 700 и 1400 [V. 1].

ПРИБЛИЖЕНИЕ К ДАВЛЕНИЮ СХОЖДЕНИЯ

Для двухкомпонентных смесей термины «давление схождения» и «критическое давление» являются синонимами. Точно так же для многокомпонентной смеси константы равновесия при критической температуре всей смеси будут иметь одно значение при критическом давлении. Проблема заключается в расчете сложных смесей, приближающихся к точке росы по мере повышения давления при постоянной температуре. Данные Роланда (Roland) [VI. 50] показывают, что по мере приближения к точке росы константы могут и не сойтись и не иметь тенденцию к схождению (рис. VI. 67). Это явление можно отнести за счет присутствия в нефти асфальтенов. Точка росы в их присутствии становится нечеткой, ибо при этом остается пластическая твердая асфальтовая фаза. Отсюда следует, что для сложных систем природного газа и нефти вместо термина «давление схождения» правильнее применять «кажущееся давление схождения», или «корреляционное давление».

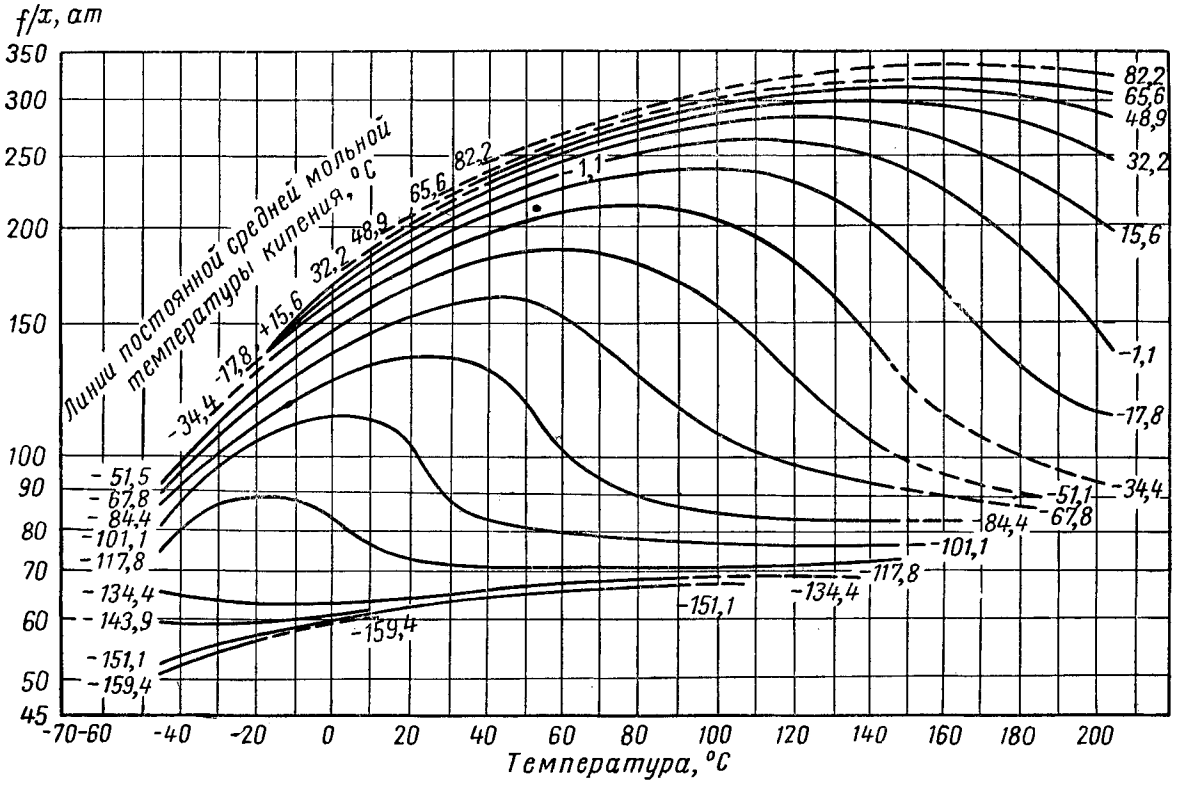


Рис. VI. 44. График Келлога: фугетивность для метана при абсолютном давлении, равном 70 [VI. 13].

КОМПОНЕНТЫ С ВЫСОКОЙ ТЕМПЕРАТУРОЙ КИПЕНИЯ

В пластах высокого давления высококипящие компоненты при температуре пласта являются летучими. Гоффман, Крамп и Хокотт (Hoffman, Crump and Hocott) [VI. 27] приводят некоторые характеристики этих высококипящих компонентов в пластовых условиях. Летучесть абсорбционного масла при некоторых условиях характеризуется в работе Веббера (Webber) [VI. 64].

Поттмен и Мейленд (Poettmann and Mayland) вывели корреляцию констант равновесия высококипящих компонентов [VI. 46] на основе диаграммы фугетивности, построенной Киркбрайдом.

На рис. VI. 68 приведена диаграмма для компонентов с нормальной температурой кипения, равной 260° С. Компоненты рассматриваются раздельно, поскольку характер компонента влияет на давление схождения. На рис. VI. 69—VI. 71 представлены данные Гоффмана, Крампа и Хокотта [VI. 27], совмещенные с диаграммами Поттмена и Мейленда.

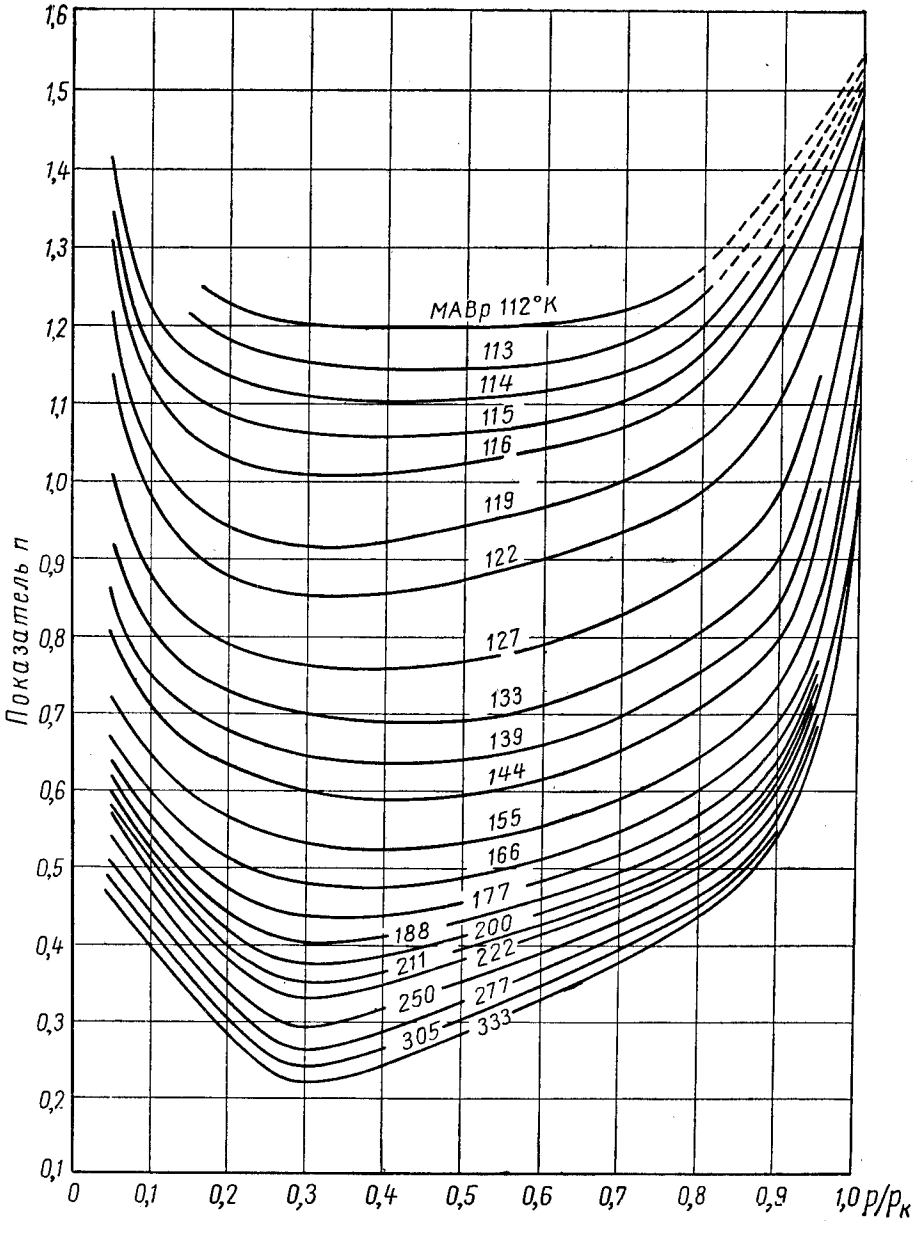


Рис. VI. 45. График 1 для определения давления схождения [VI. 37].

$p/p_к$ — Равновесное давление / Корреляционное давление

На кривых приведена среднемольная температура кипения паров (МАВР).

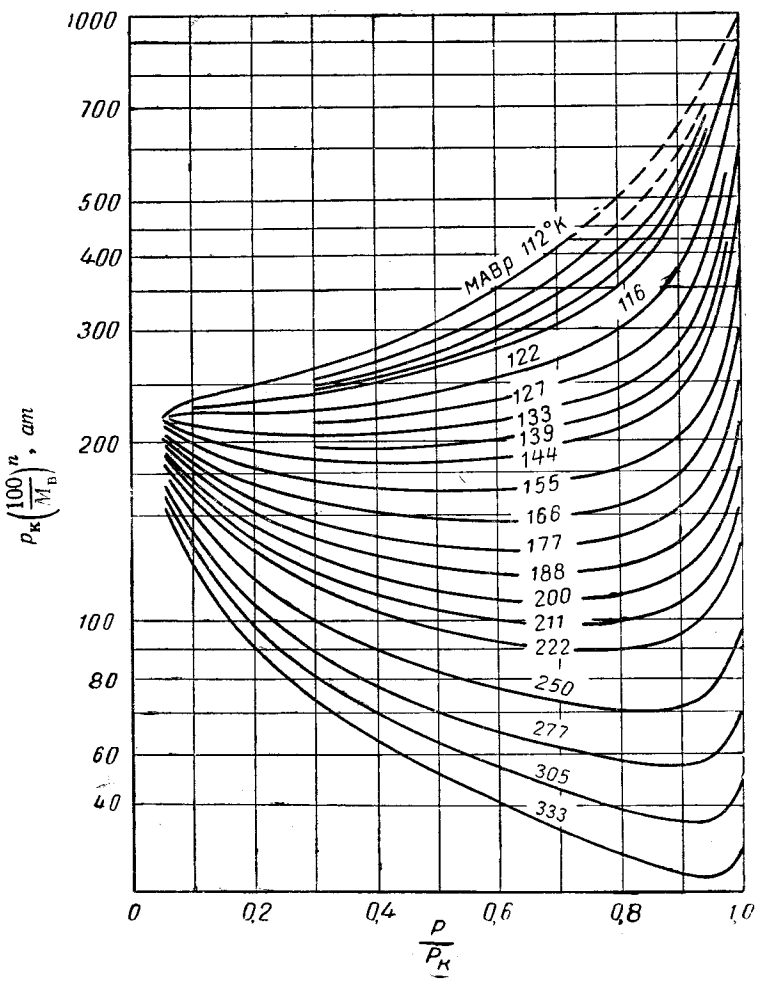


Рис. VI. 46. График 2 для определения давления схождения.

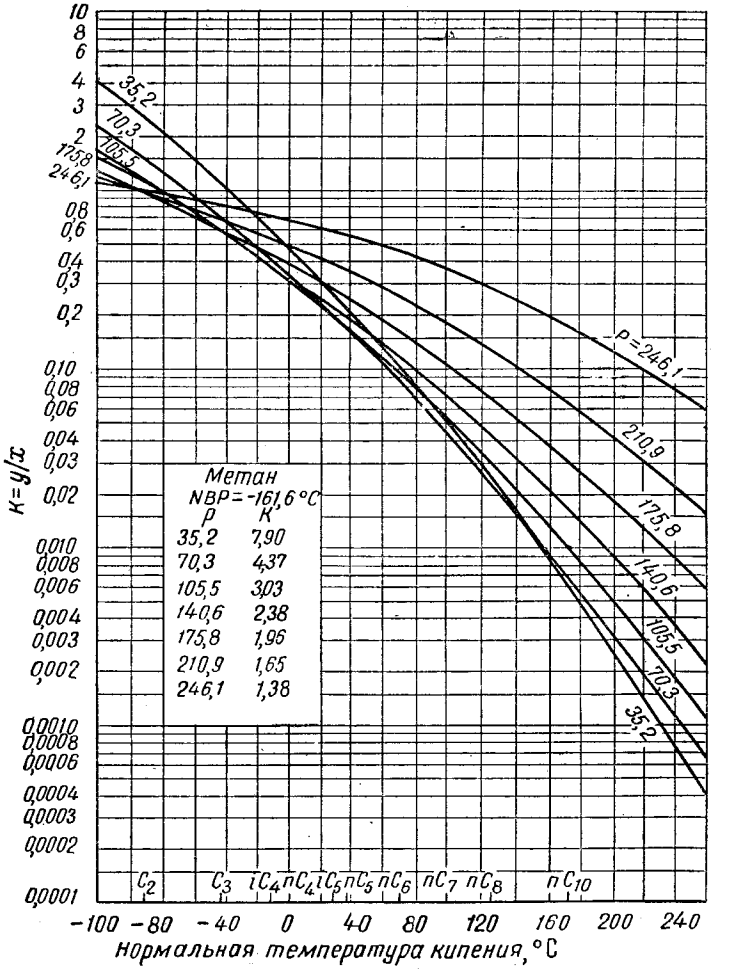


Рис. VI. 47. Константы равновесия как функция нормальной температуры кипения компонента при абсолютном давлении схождения, равном 280 *кГ/см²*, и температуре 93° С.

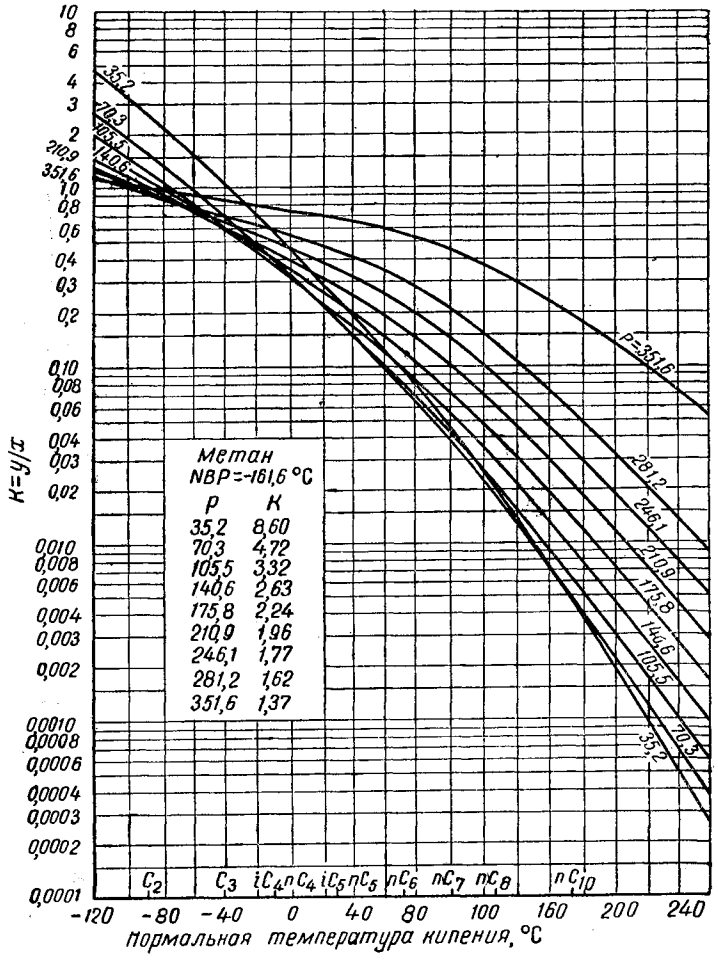


Рис. VI. 48. Константы равновесия как функция нормальной температуры кипения компонента при абсолютном давлении схождения, равном 420 *кГ/см²*, и температуре 93°С.

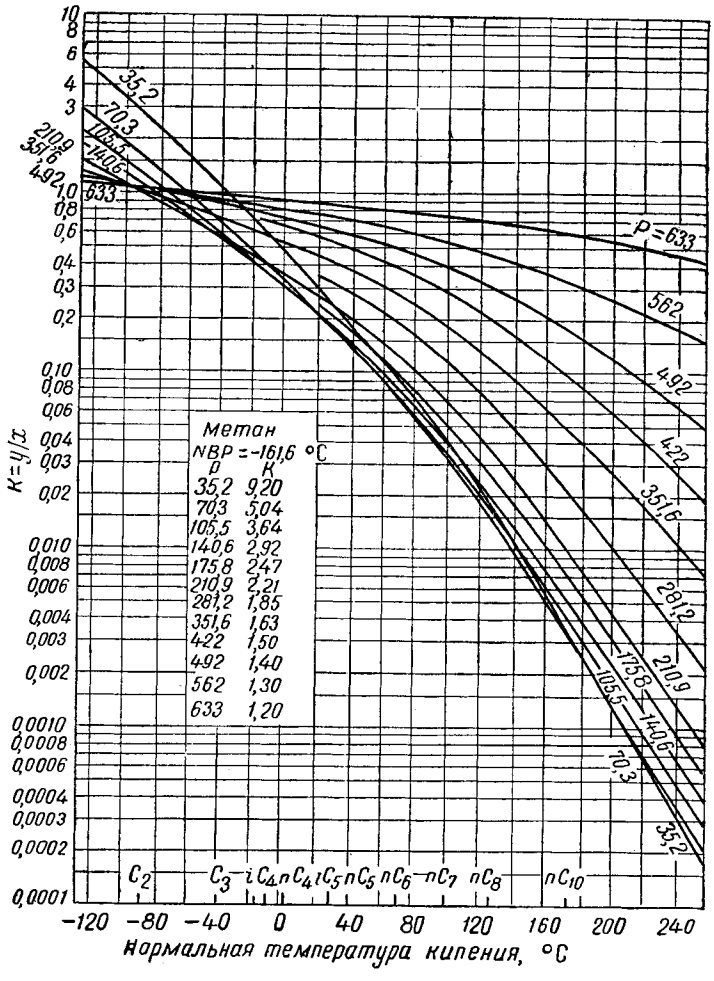


Рис. VI. 49. Константы равновесия как функция нормальной температуры кипения компонента при абсолютном давлении схождения, равном 700 *кГ/см²*, и температуре 93° С.

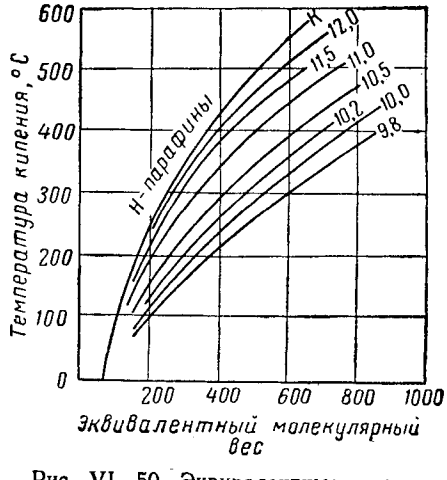


Рис. VI. 50. Эквивалентные молекулярные веса углеводородов [VI. 37].

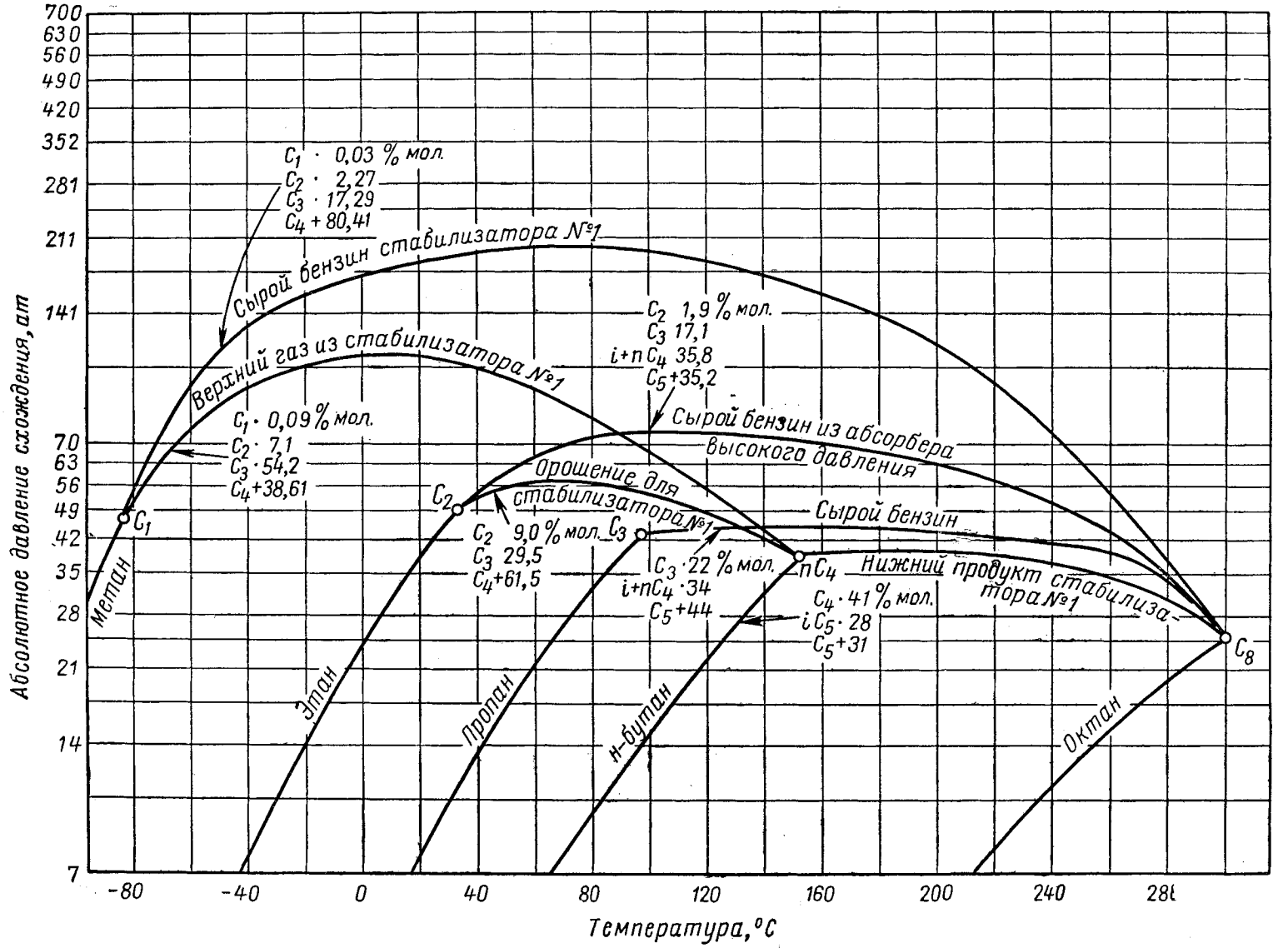


Рис. IV. 51. Давления схождения для типовых смесей в стабилизационной колонне [VI, 40].

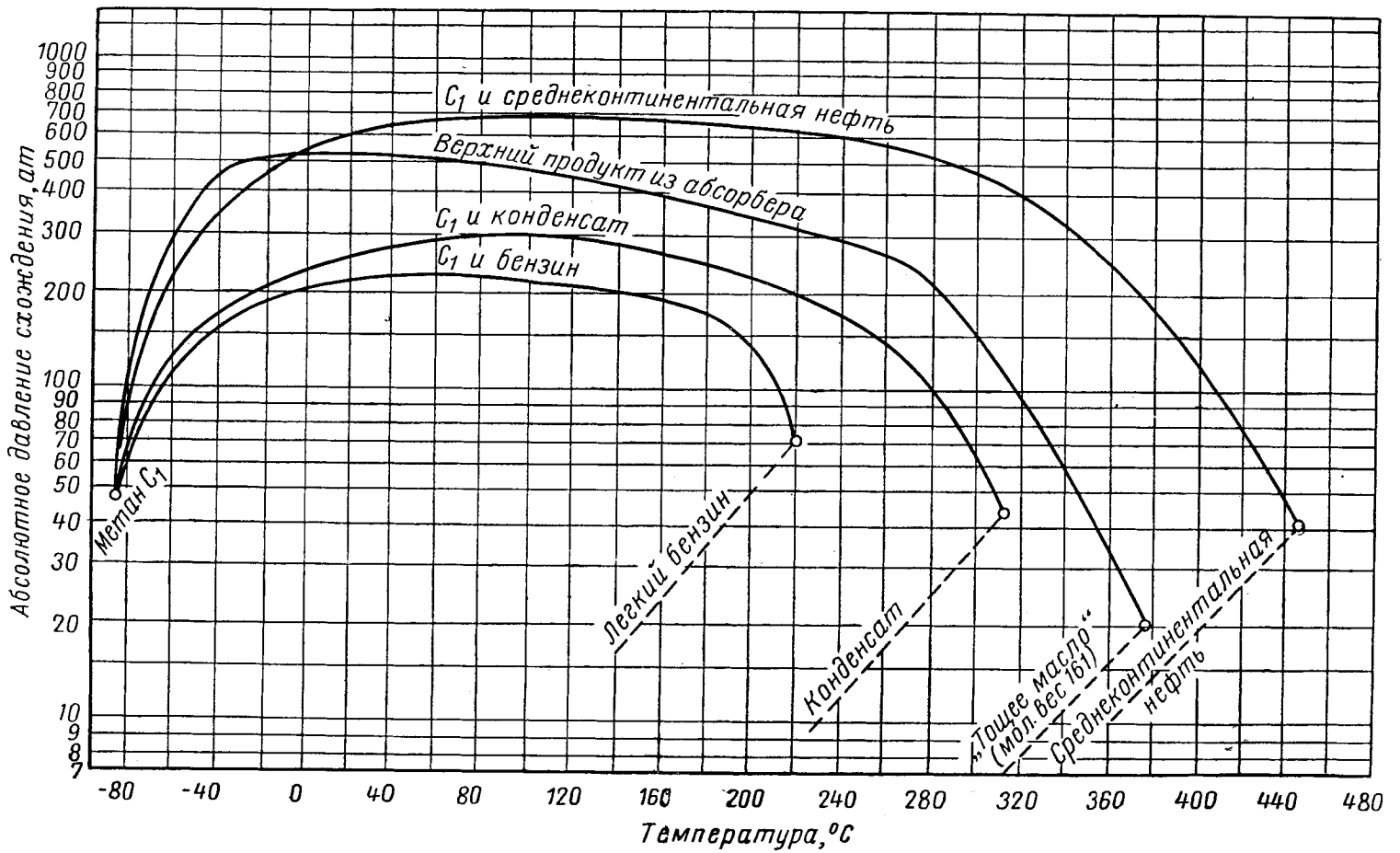


Рис. VI. 52. Давления схождения для типовых смесей в абсорбционных колоннах [VI. 40].

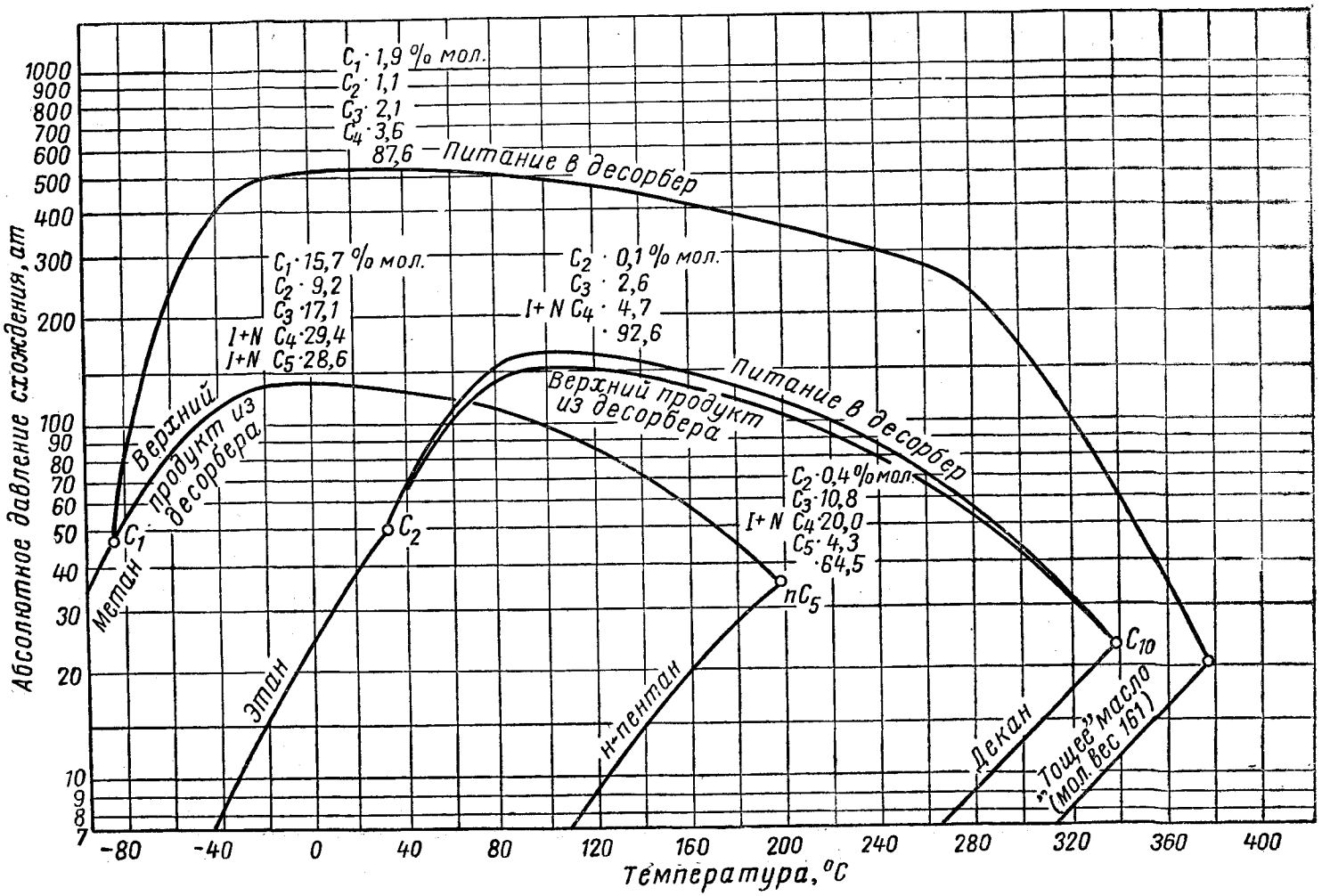


Рис. VI. 53. Давления схождения для типовых смесей в десорбционной колонне [VI. 40].

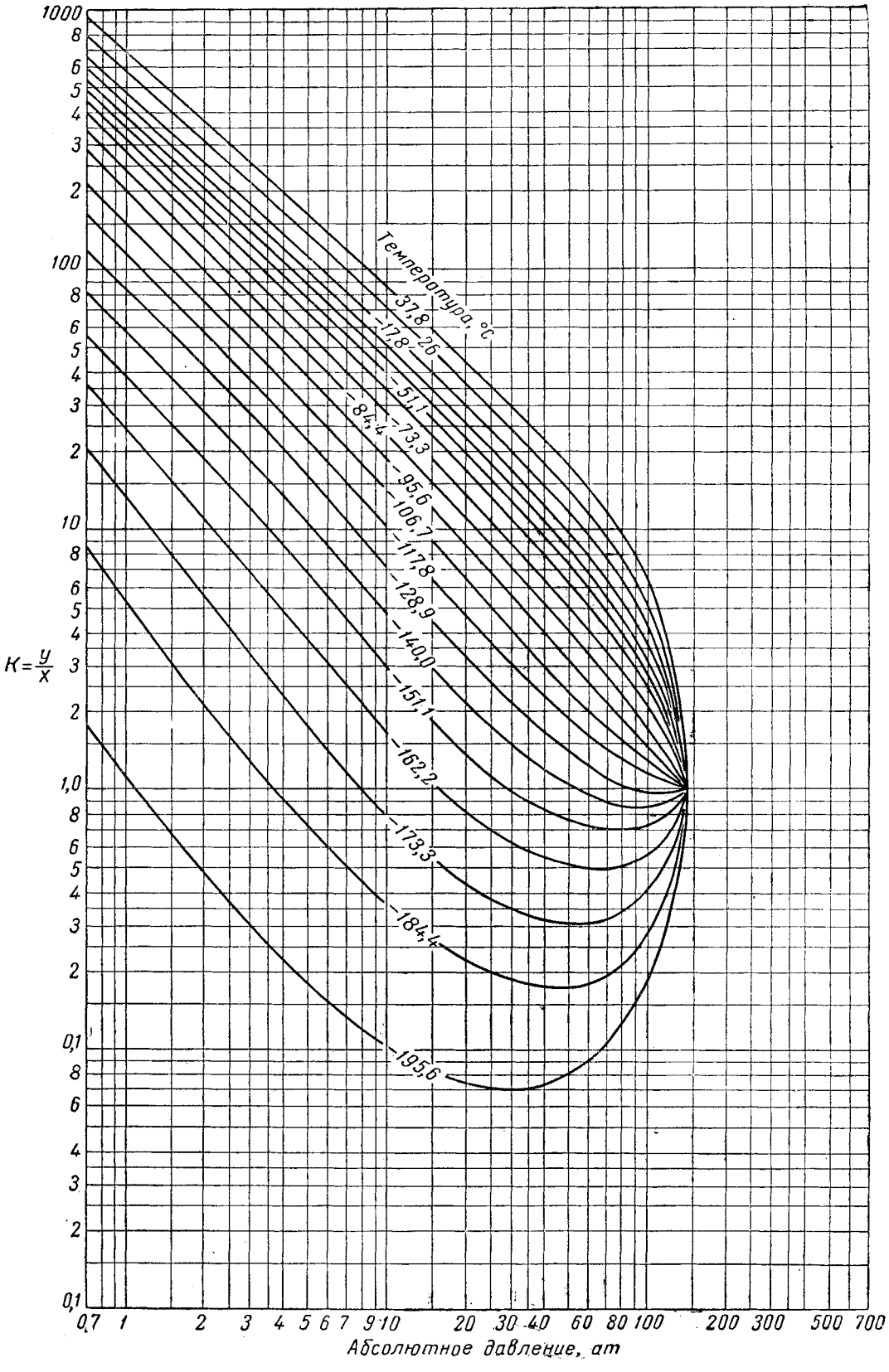


Рис. VI. 54. Константы равновесия компонентов природного газа при абсолютном давлении схождения, равном 140 *кГ/см²* (для азота).

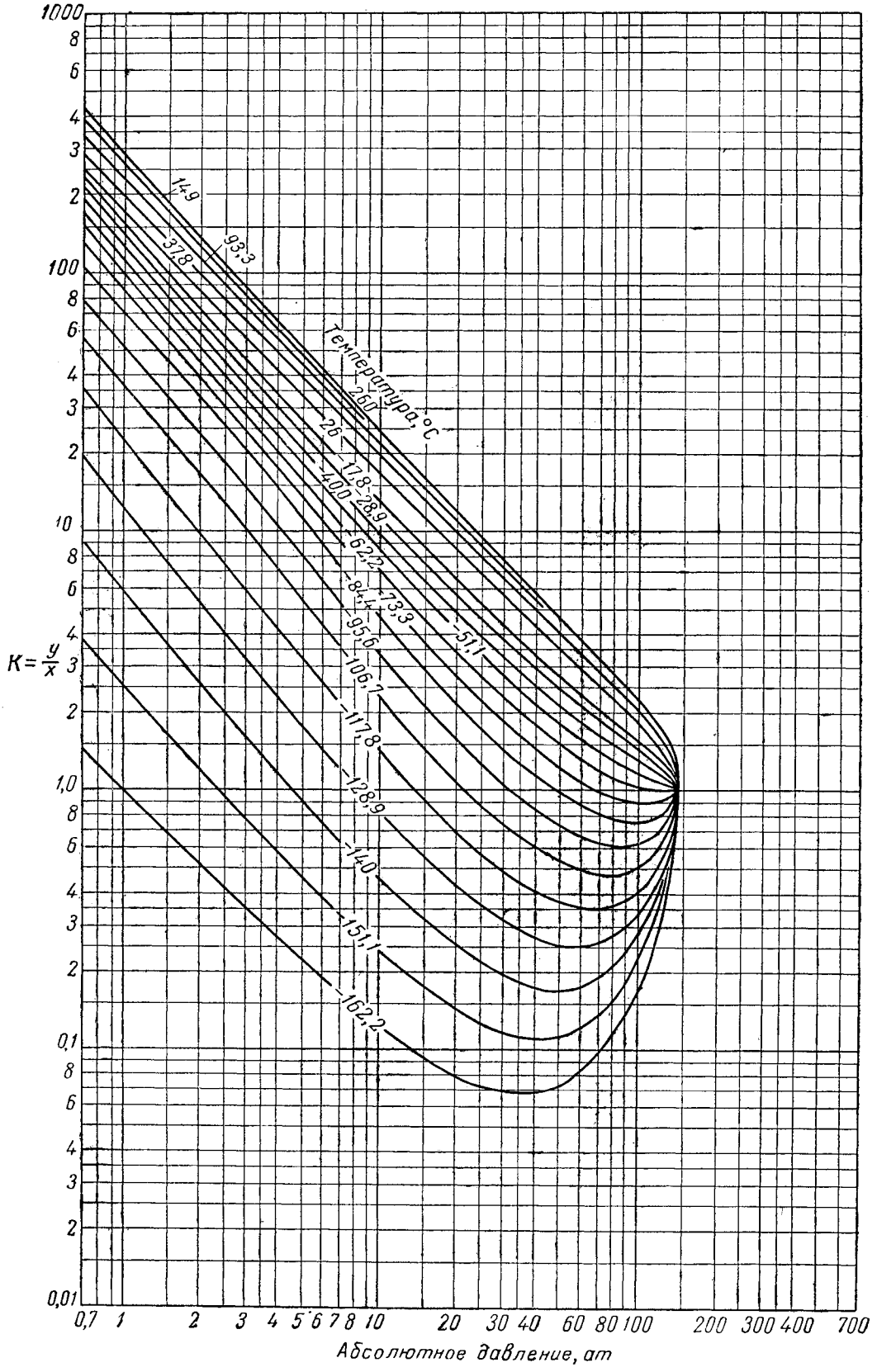


Рис. VI. 55. Константы равновесия компонентов природного газа при абсолютном давлении схождения, равном 140 *кГ/см²* (для метана).

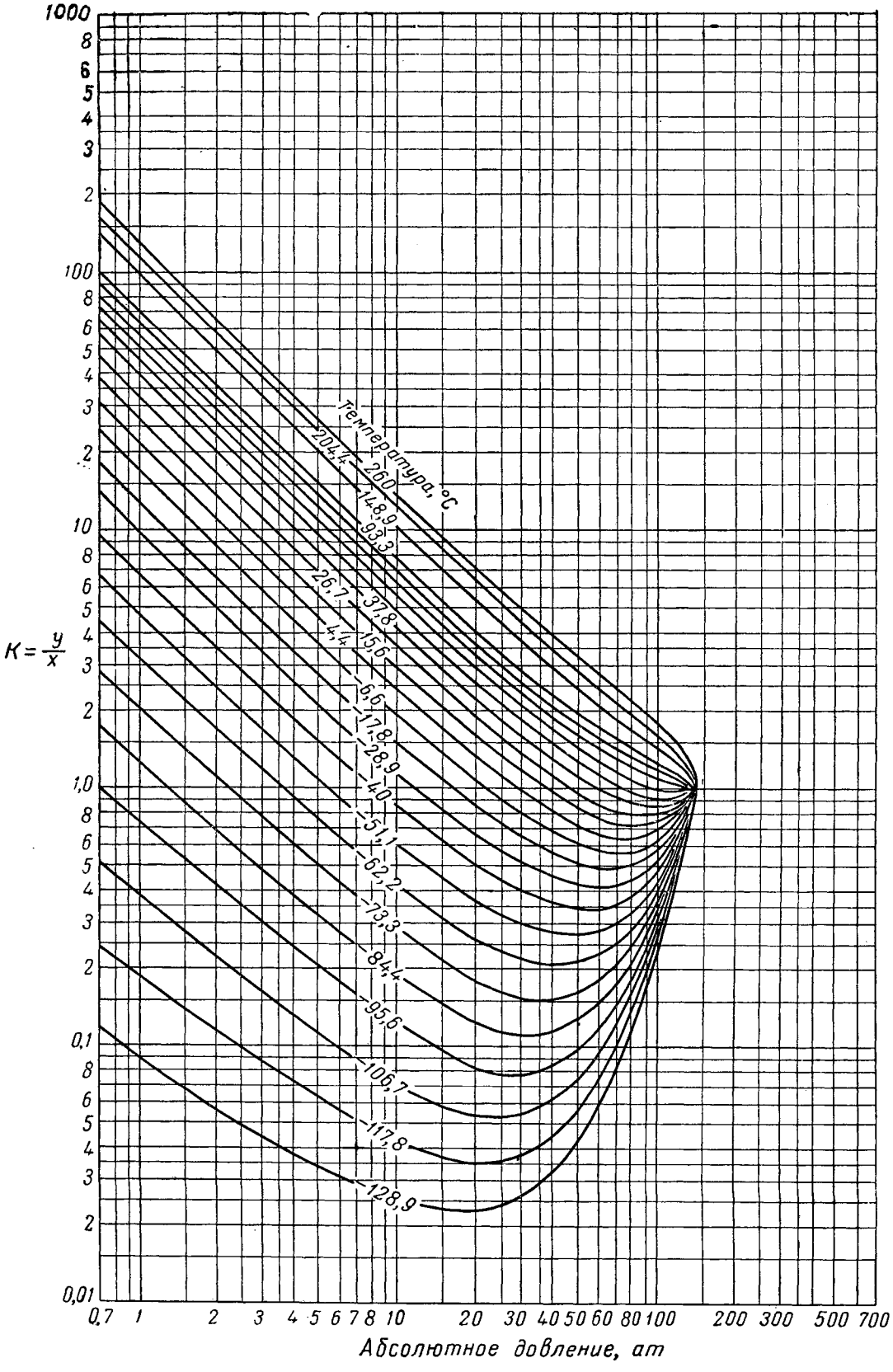


Рис. VI. 56. Константы равновесия компонентов природного газа при абсолютном давлении схождения, равном 140 *кГ/см²* (для этана).

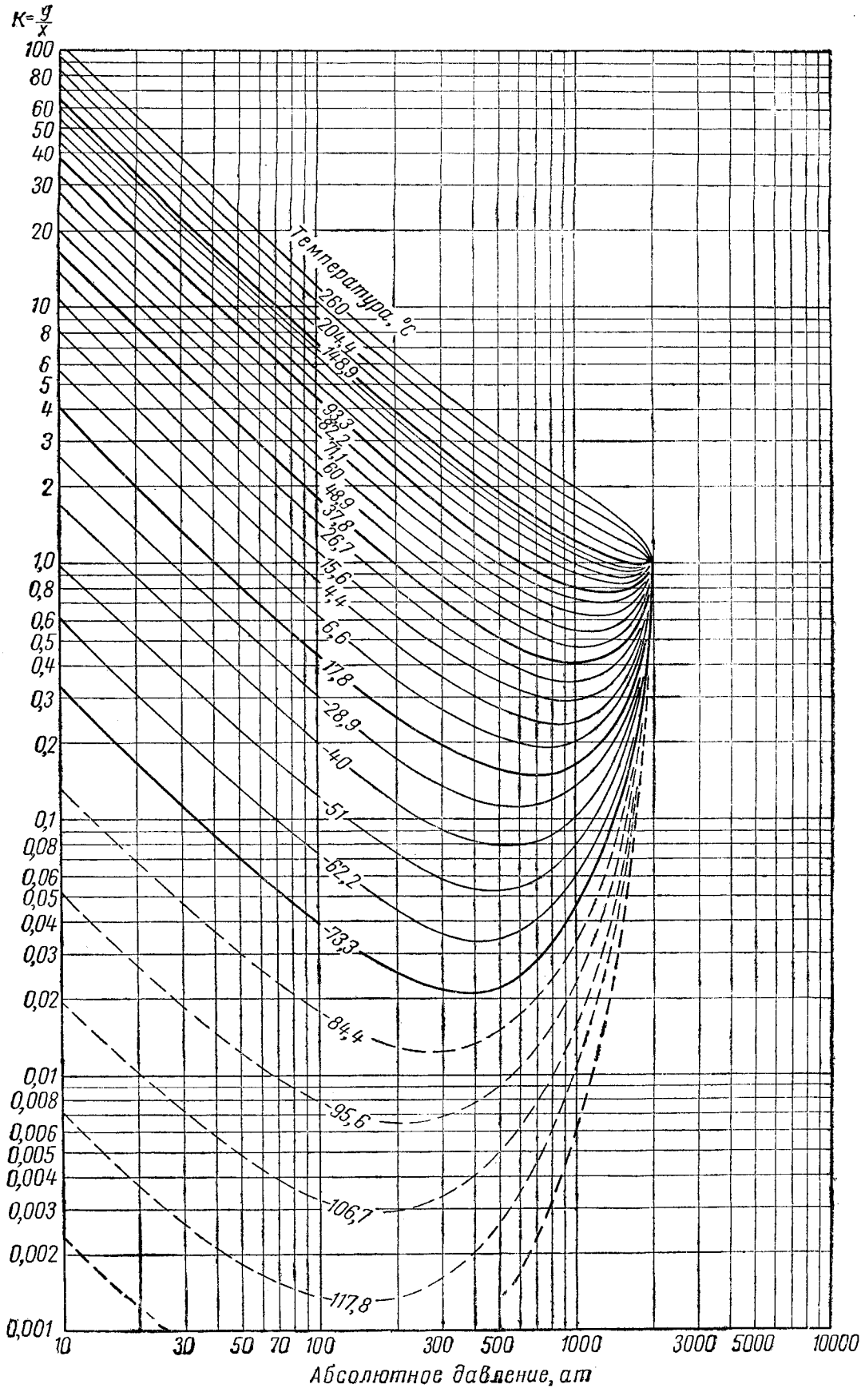


Рис. VI, 57. Константы равновесия компонентов природного газа при абсолютном давлении схождения, равном 140 *кГ/см²* (для пропана).

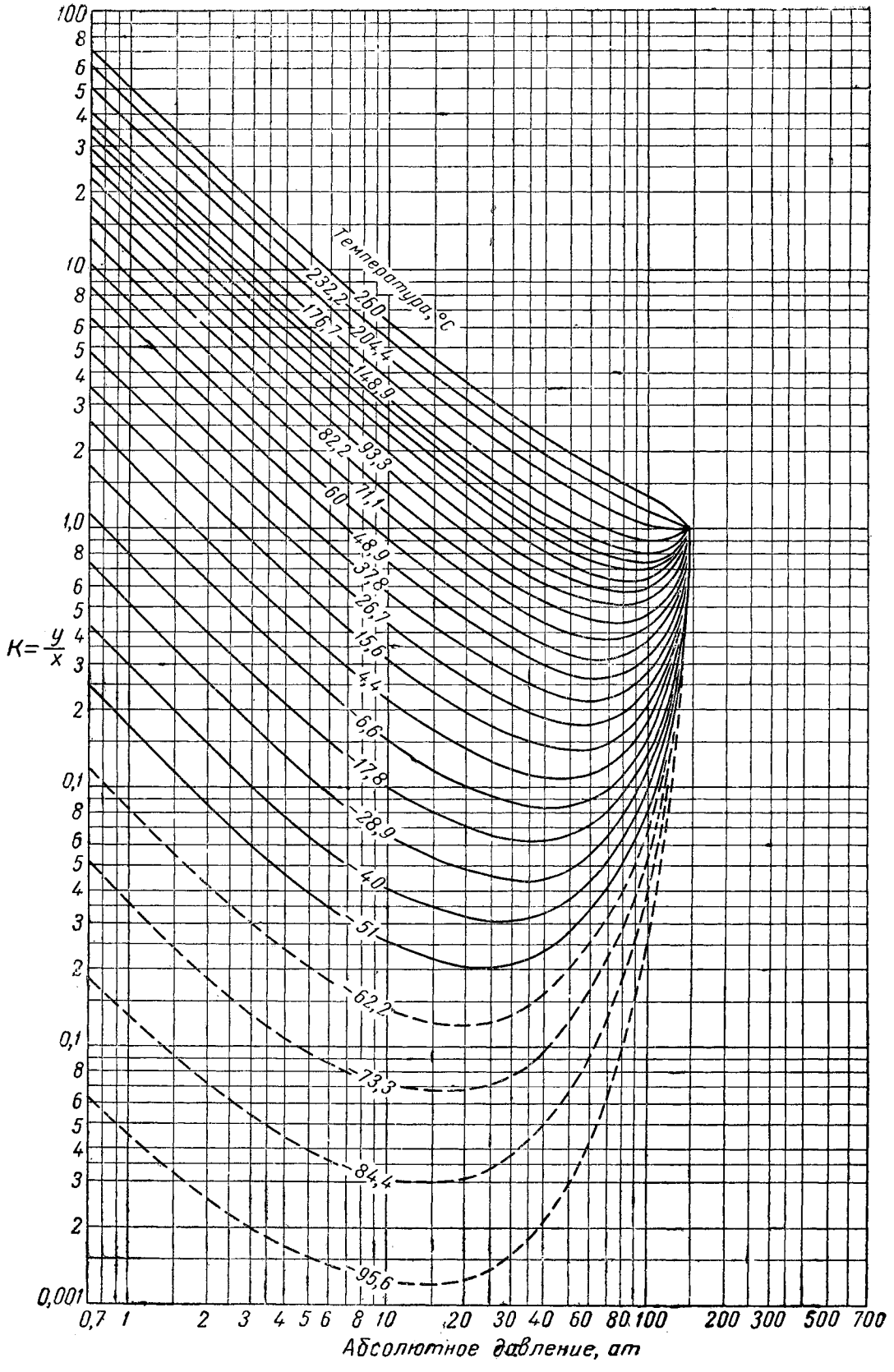


Рис. VI. 58. Константы равновесия компонентов природного газа при абсолютном давлении схождения, равном 140 *кГ/см²* (для изобутана).

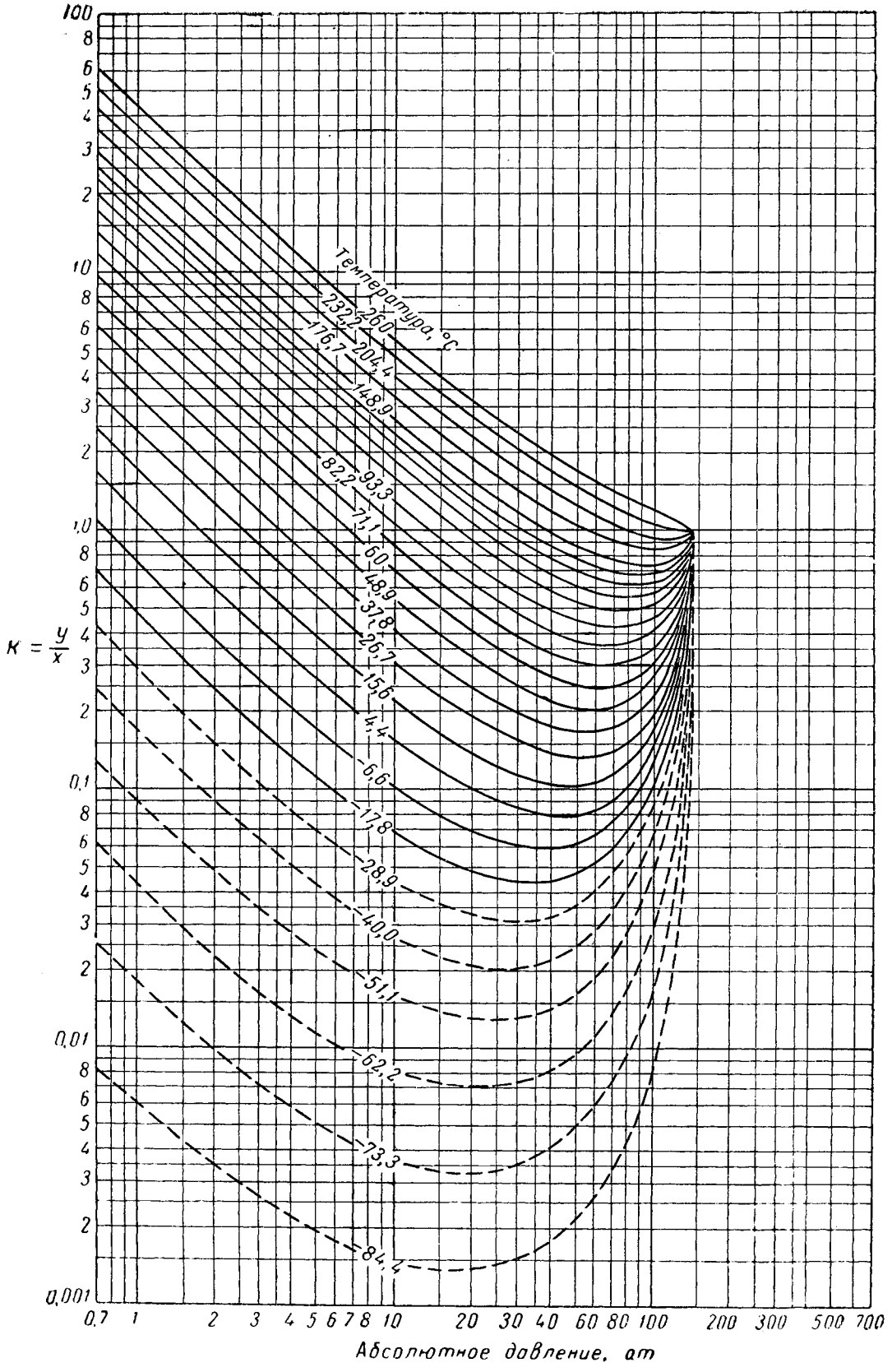


Рис. VI. 59. Константы равновесия компонентов природного газа при абсолютном давлении схождения, равном 140 *кГ/см²* (для *н*-бутана).

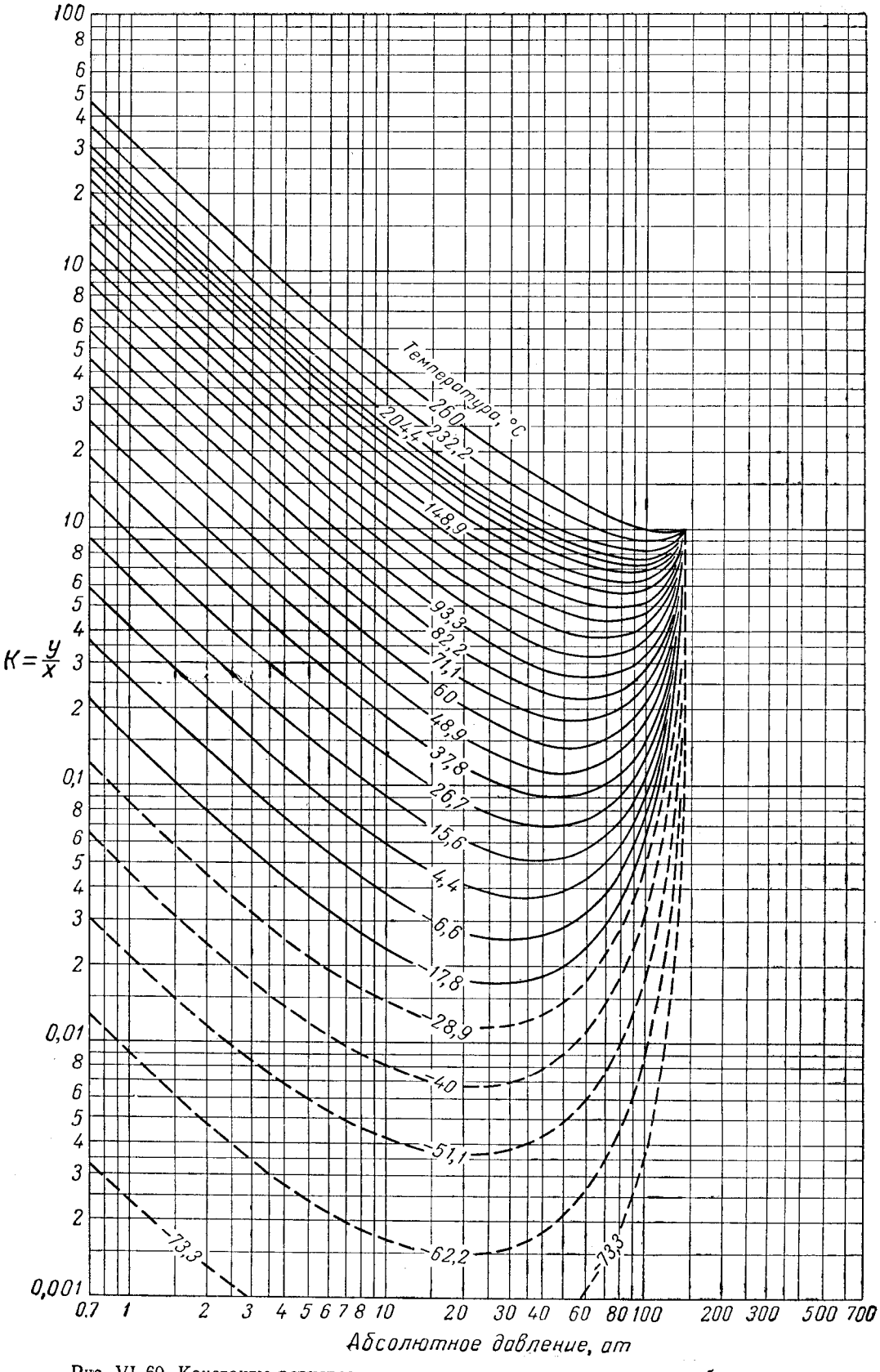


Рис. VI. 60. Константы равновесия компонентов природного газа при абсолютном давлении схождения, равном 140 *кГ/см²* (для изопентана).

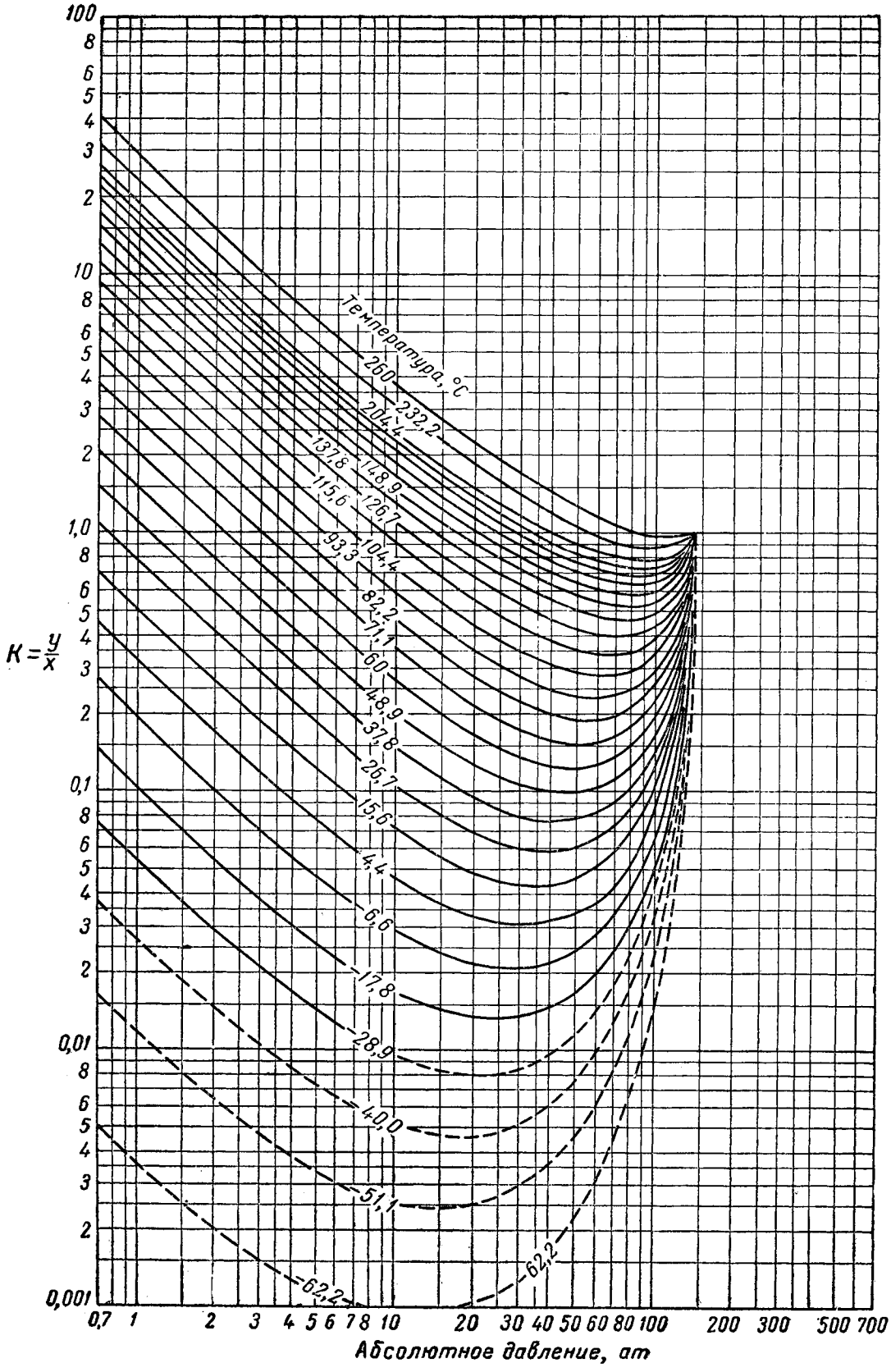


Рис. VI. 61. Константы равновесия компонентов природного газа при абсолютном давлении схождения, равном 140 *кГ/см*^{2} (для *н*-пентана).

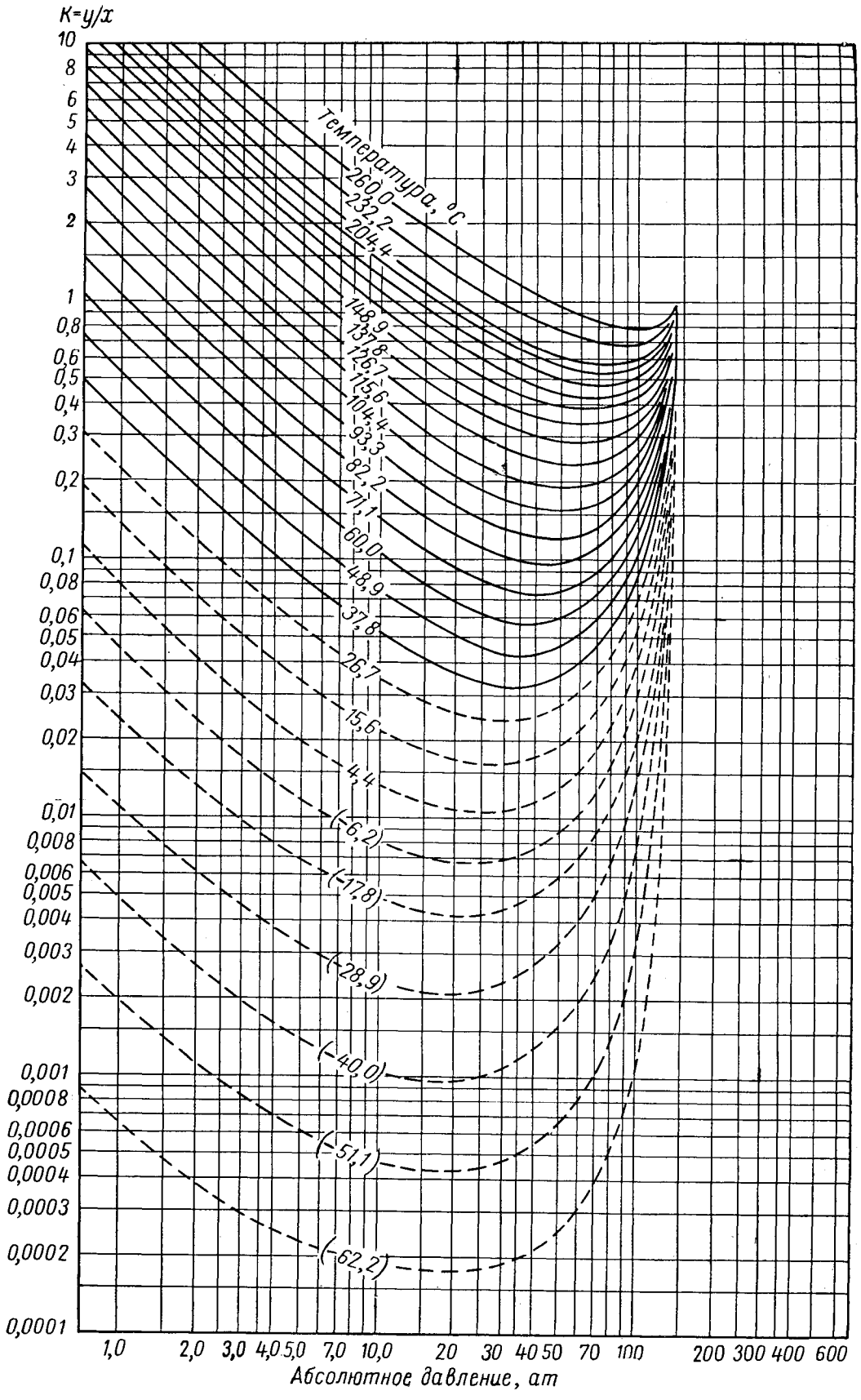


Рис. VI. 62. Константы равновесия компонентов природного газа при абсолютном давлении схождения, равном 140 *кГ/см²* (для гексана).

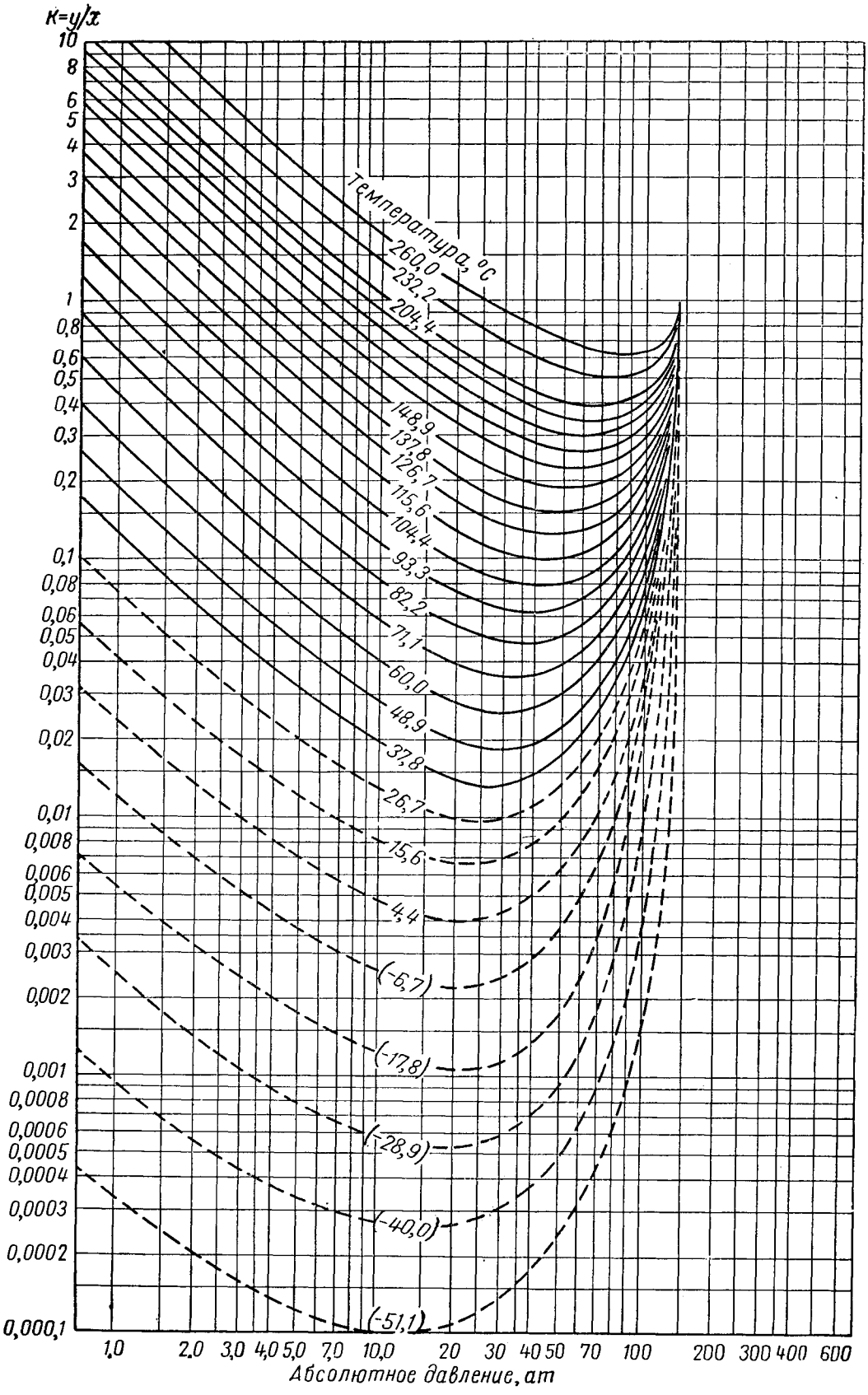


Рис. VI. 63. Константы равновесия компонентов природного газа при давлении схождения, равном 140 *кГ/см²* (для гептана).

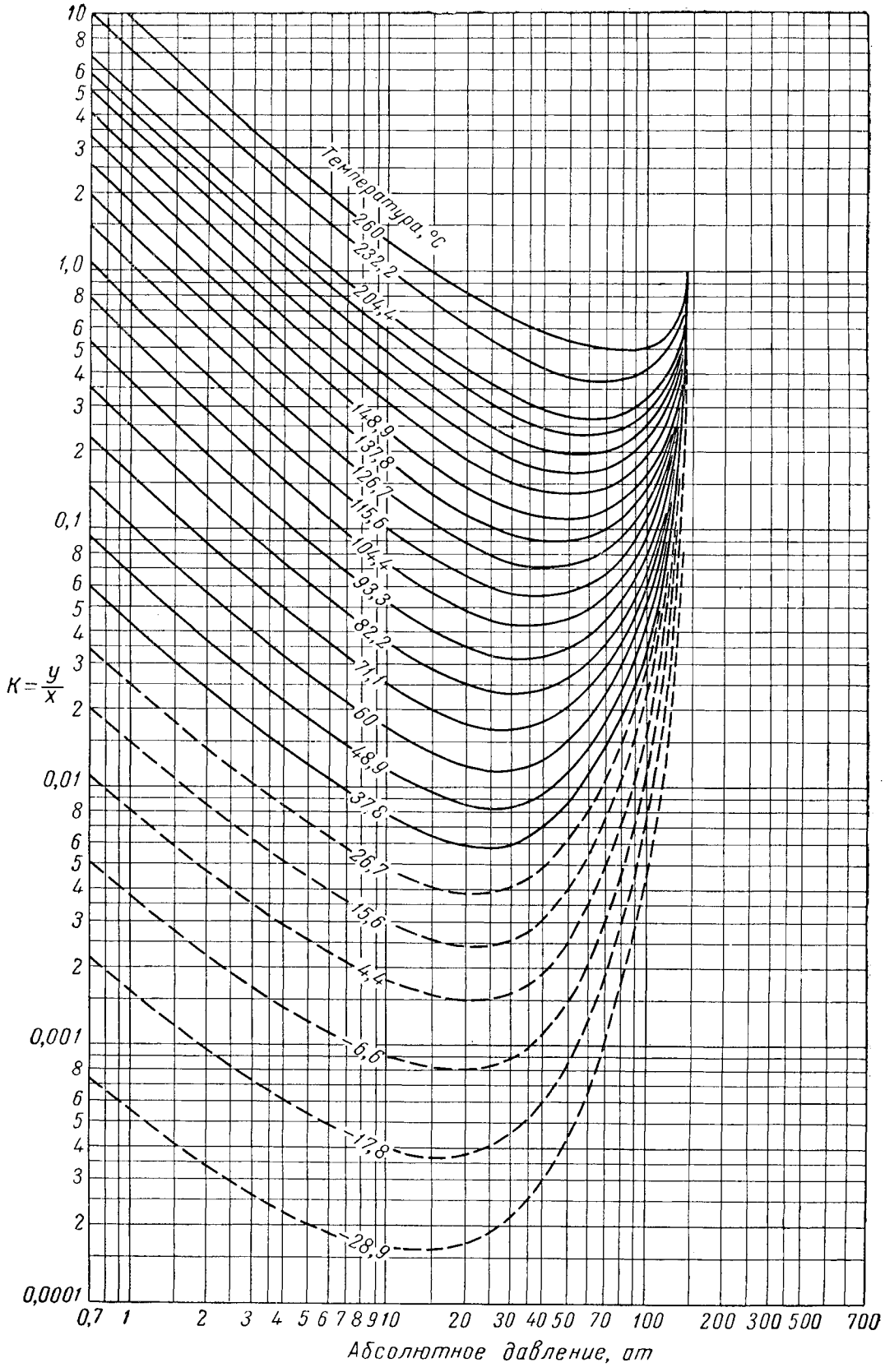


Рис. VI. 64. Константы равновесия компонентов природного газа при абсолютном давлении схождения, равном 140 *кГ/см*^{2} (для октана).

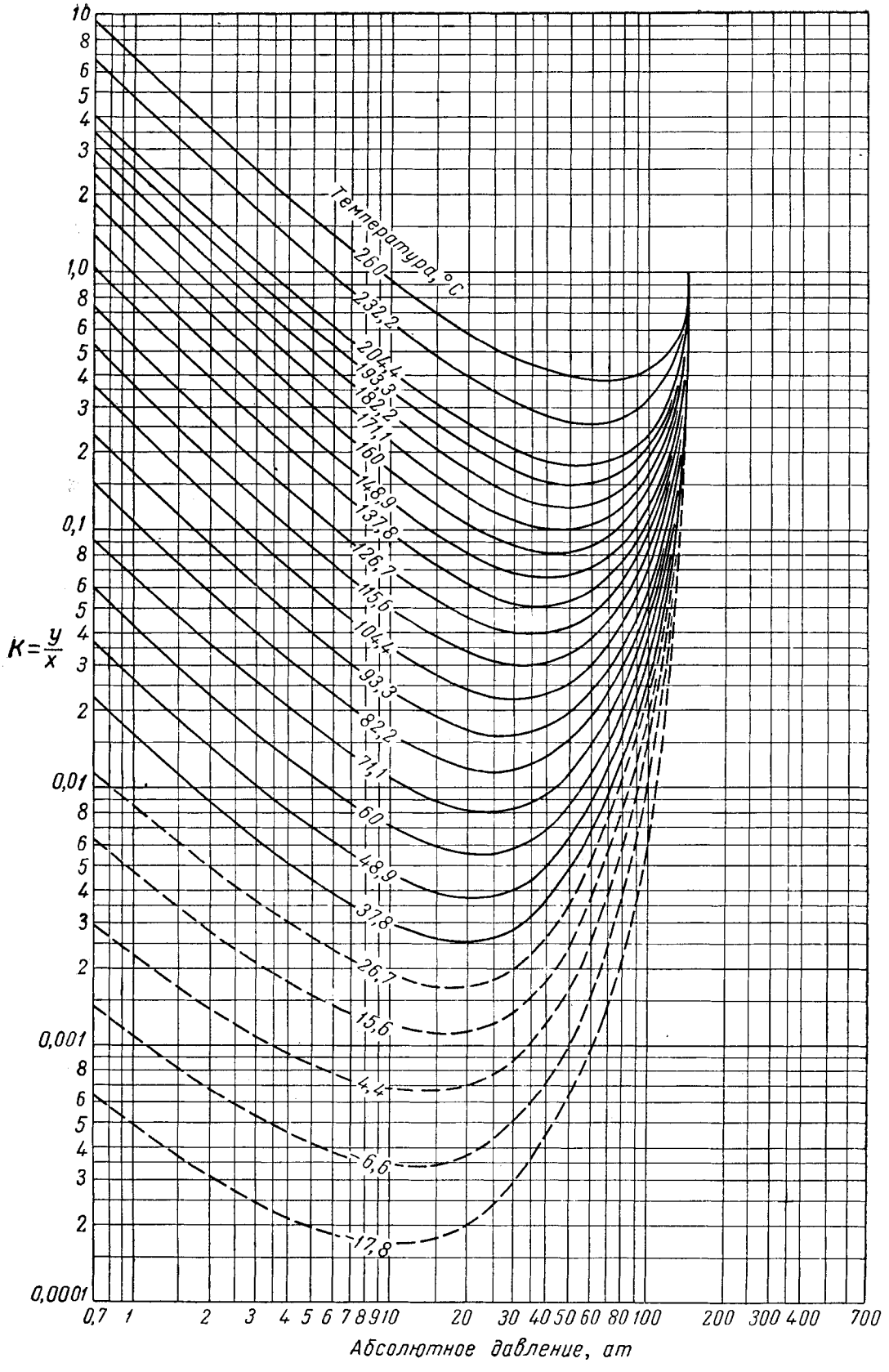


Рис. VI. 65. Константы равновесия компонентов природного газа при абсолютном давлении схождения, равном 140 *кГ/см²* (для нонана).

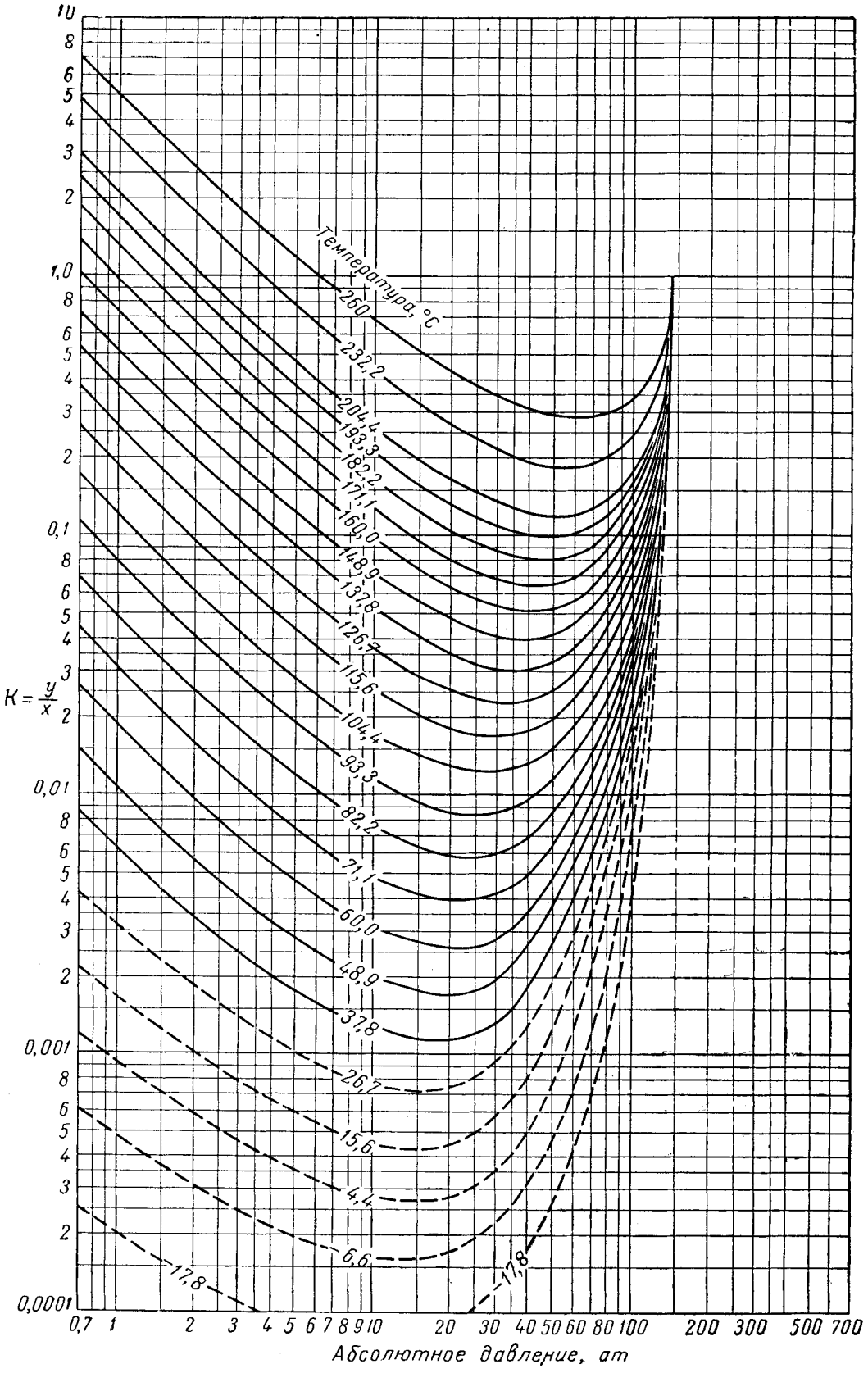


Рис. VI. 66. Константы равновесия компонентов природного газа при абсолютном давлении схождения, равном 140 *кГ/см²* (для декана).

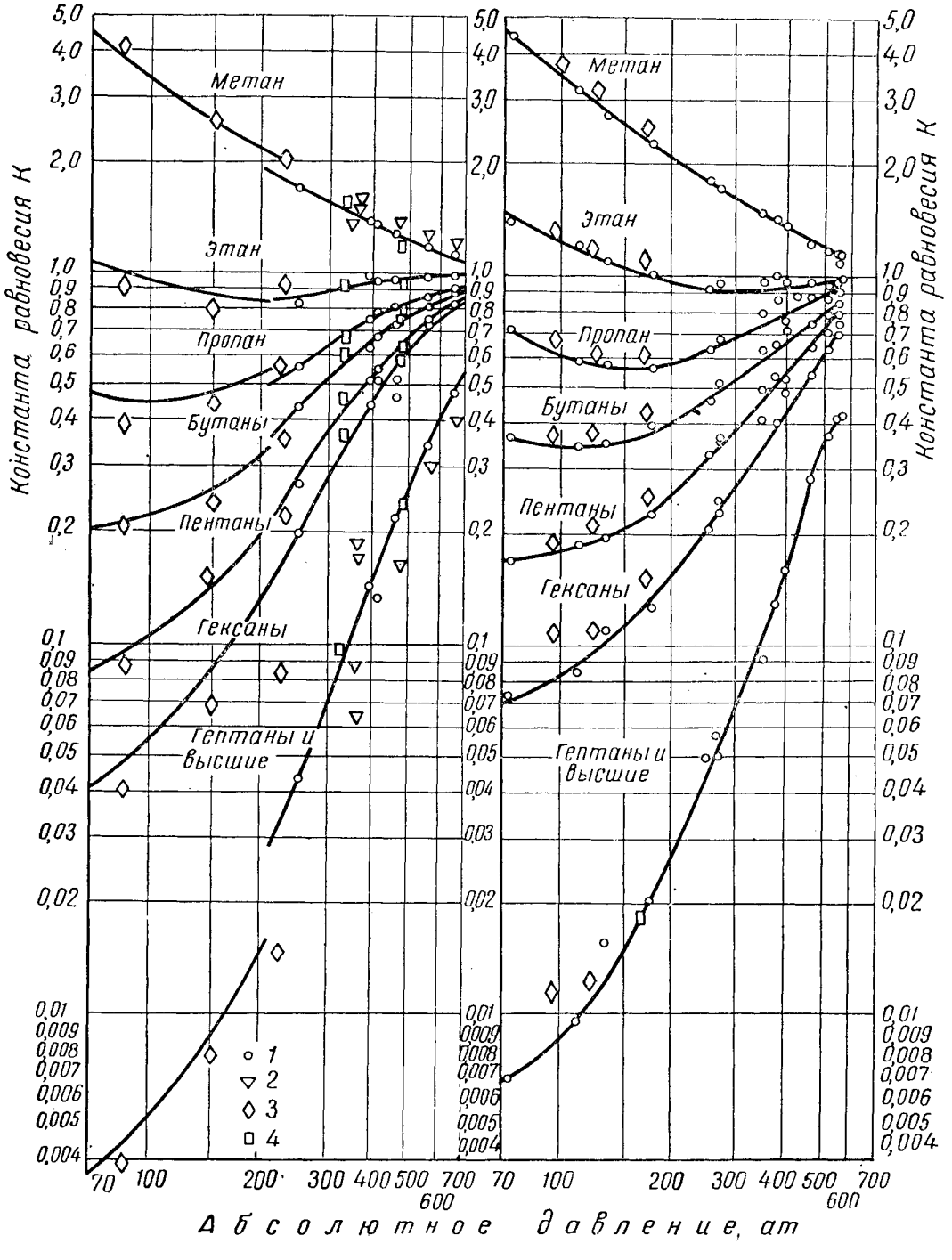


Рис. VI. 67. Константы равновесия для природного газа и нефти из месторождения Биллингс.

1 — постоянный состав; *2* — различные смеси; *3* — данные Катца и Хахмуса; *4* — равновесия, полученные при абсолютной упругости паров, равной 656,2 *кГ/см*².

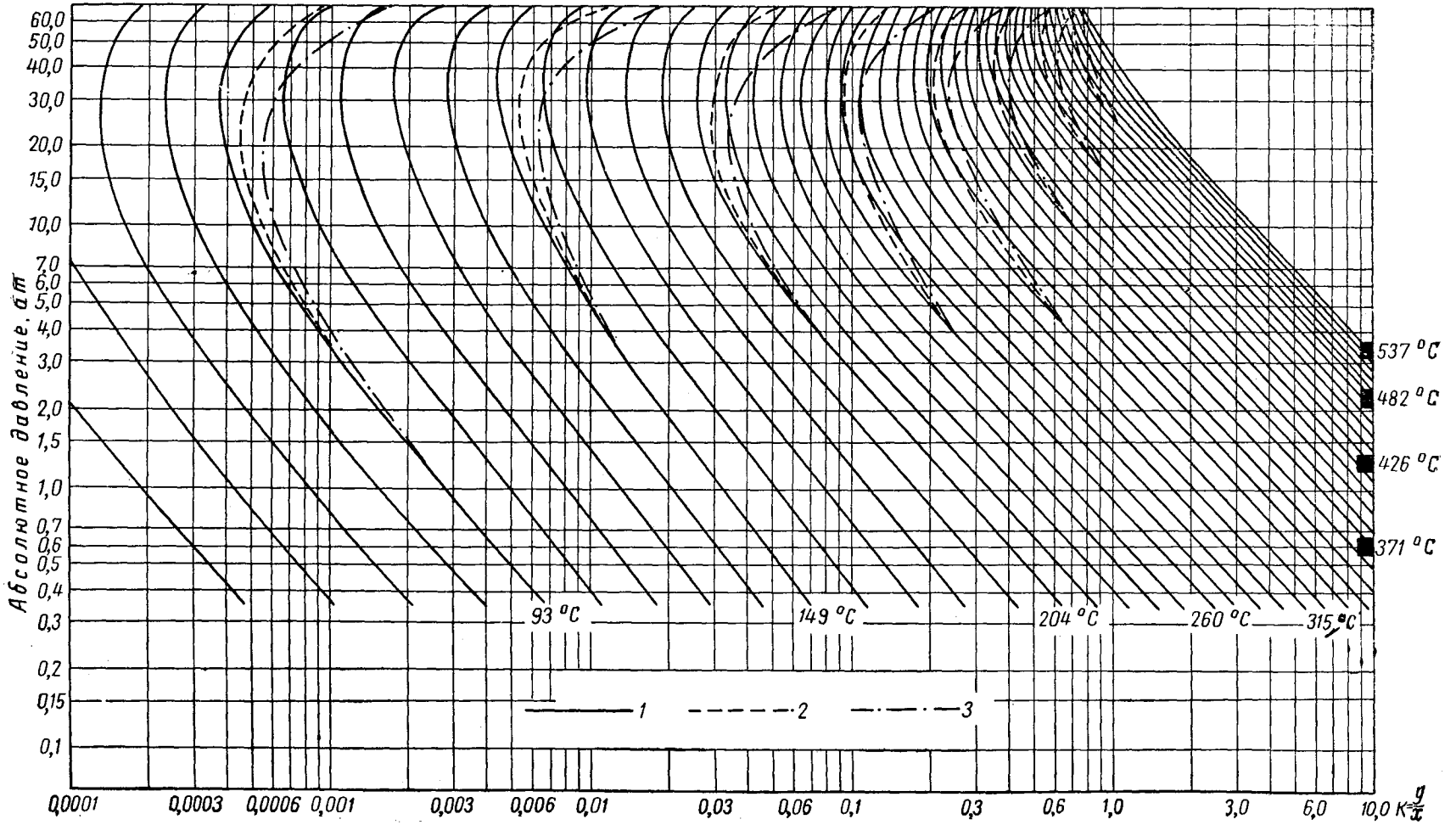


Рис. VI. 68. График констант равновесия компонентов с нормальной температурой кипения 260° С.
Характеристический фактор: *1* — 10,5; *2* — 11,5; *3* — 12,5.

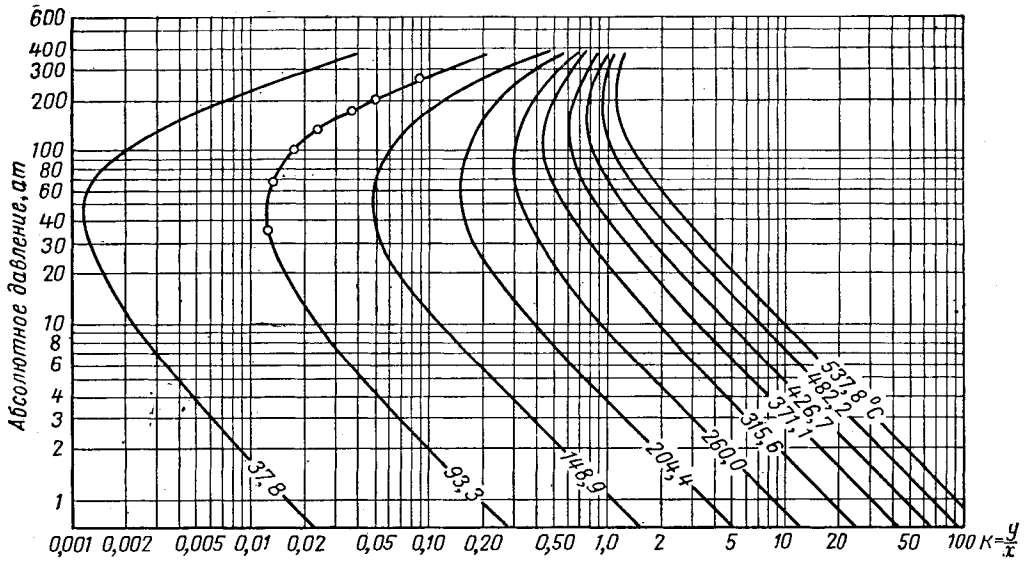


Рис. VI. 69. Константы равновесия компонента с нормальной температурой кипения 149° С.

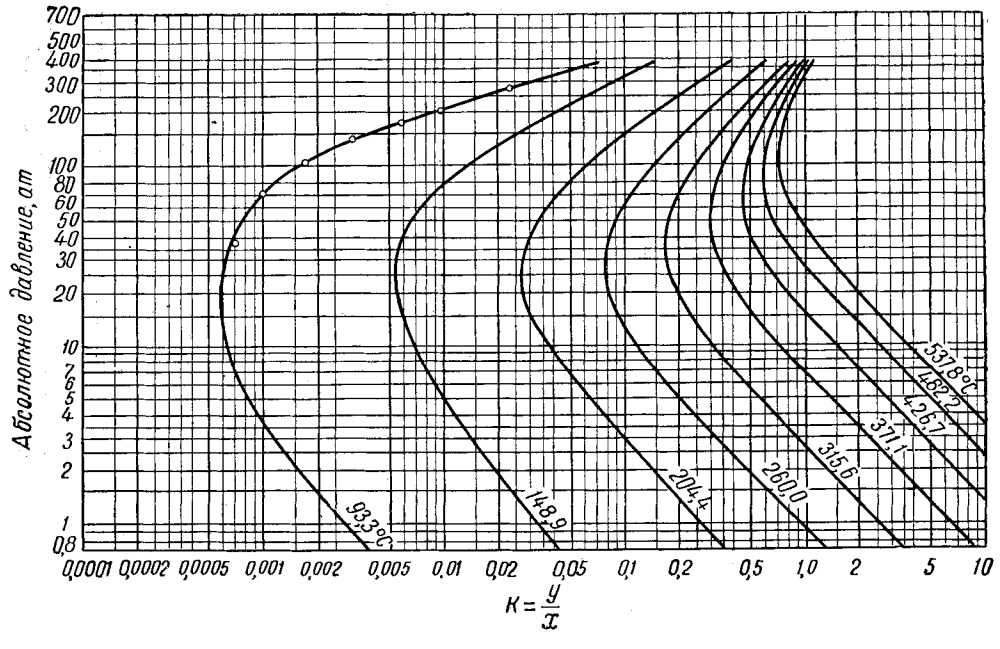


Рис. VI. 70. Константы равновесия компонента с нормальной температурой кипения 260° С.

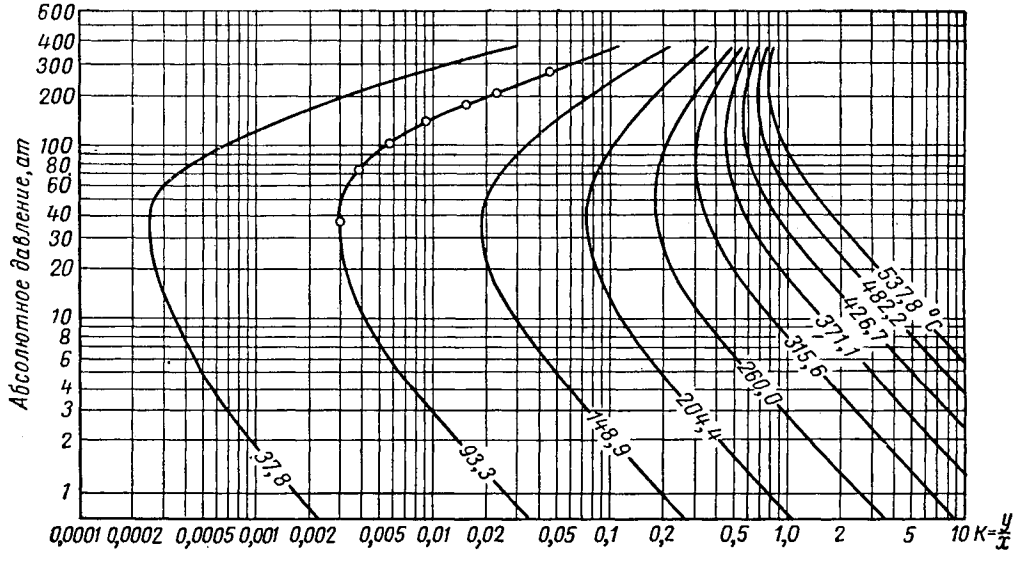


Рис. VI. 71. Константы равновесия компонента с нормальной температурой кипения 204° С.

§ 4. ВЫЧИСЛЕНИЕ РАВНОВЕСИЙ СИСТЕМ ПАР — ЖИДКОСТЬ

Для смесей, состав которых известен, температуру и давление точек начала кипения и точек росы, а также состав фаз смеси в данных условиях можно вычислить по константам равновесия. Количество и состав каждой фазы вычисляют по методу последовательных приближений [VI. 30, III. 27].

Точке начала кипения (или, как ее иначе называют, точка появления первого пузырька) соответствуют температура и давление, при которых сумма членов Kx равна единице:

$$\Sigma Kx = \Sigma y = 1, \qquad \text{(VI. 3)}$$

где K — константа равновесия; x — мольная доля компонента в жидкой фазе; y — мольная доля в паровой фазе.

Таблица VI. 9

Вычисление давления точки начала кипения смеси при 49° С (измеренное абсолютное значение равно 85,75 *ат*)

Компонент	Мольная доля x	Давление 98 *ат*		Давление 84 *ат*	
		K	Kx	K	Kx
Метан	0,2208	3,4	0,7507	3,9	0,8611
Этан	0,0739	0,97	0,0716	1,02	0,0755
Пропан	0,0775	0,44	0,0341	0,44	0,0341
Изобутан	0,0203	0,255	0,0052	0,245	0,0050
н-Бутан	0,0420	0,212	0,0089	0,208	0,0087
Изопентан	0,0170	0,126	0,0021	0,115	0,0020
н-Пентан	0,0270	0,108	0,0029	0,10	0,0027
Гексан	0,0477	0,056	0,0027	0,048	0,0023
Гептаны + ...	0,4738	0,0051	0,0024	0,0042	0,0020
			0,8806		0,9934

Примечание. Путем экстраполирования получаем точку начала кипения, при температуре 49° С, равную 83,5 *ат*.

Вычисление точки начала кипения для газового бензина показано в табл. VI. 9. Мы видим, что величины Kx представляют собой мольные доли в момент появления первого пузырька пара, образовавшегося при равновесии до того, как его образование изменяет состав жидкости.

Точка росы — это температура, при которой образуется первая капля жидкости, и ей соответствуют температура и давление, при которых сумма членов y/K равна единице:

$$\Sigma y/K = \Sigma x = 1. \qquad \text{(VI. 4)}$$

Пример расчета точки росы приведен в табл. VI. 10.

Таблица VI. 10

Вычисление температуры точки росы продукта, отходящего из фракционирующей колонны при абсолютном давлении, равном 9,1 *ат*

Компонент	Мольная доля	54,4° С		65,6° С	
		K	y/K	K	y/K
Пропан	0,025	1,85	0,0135	2,2	0,0144
Изобутан	0,904	0,88	1,2730	1,1	0,8218
н-Бутан	0,071	0,65	0,109	0,83	0,0085
			1,3955		0,8417

Примечание. Путем интерполяции находим, что температура точки росы при 9,1 *ат* равна 62,6° С.

Равновесное или однократное испарение можно рассчитать для тех смесей, которые при определенных температуре и давлении разделяются на две фазы (рис. VI. 72). При этом весь пар находится в равновесии со всей жидкостью. Установление равновесия может иметь характер непрерывного или периодического про-

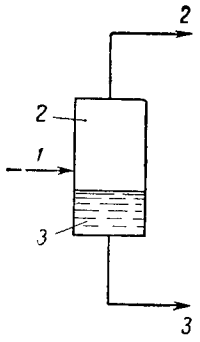


Рис. VI. 72. Равновесное испарение при постоянных температуре и давлении.

1 — исходная смесь [z]; 2 — пар; 3 — жидкость.

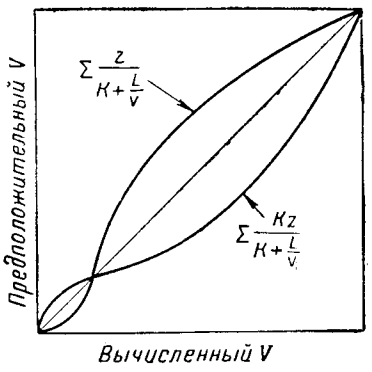


Рис. VI. 73. Решение уравнения равновесного испарения.

цесса. Ниже приводятся уравнения для расчета по методу последовательных приближений количества образующегося пара и жидкости и соответственно состава пара и жидкости.

Обозначим F — число молей исходной смеси; V — число молей пара; L — число молей жидкости, находящейся в равновесии; z — мольная доля компонента в исходной смеси; x — мольная доля компонента в жидкости; y — мольная доля компонента в паре; i — любой компонент.

По равновесию

$$\frac{y_i}{x_i} = Ki. \qquad \text{(VI. 5)}$$

По общему материальному балансу

$$F = L + V. \qquad \text{(VI. 6)}$$

По материальному балансу данного компонента

$$zF = xL + yV. \qquad \text{(VI. 7)}$$

Подставляя значение x из (VI. 5) в (VI. 7), получим

$$zF = \frac{y}{K} L + yV. \qquad \text{(VI. 8)}$$

Если числитель и знаменатель умножим на K и разделим их на V, то

$$y = \frac{zF}{L/K + V} = \frac{F}{V} \frac{Kz}{K + L/V}. \qquad \text{(VI. 9)}$$

При $F = 1$

$$y = \frac{Kz}{(K-1)V + 1}. \qquad \text{(VI. 10)}$$

Для всех компонентов

$$\Sigma y = 1 = \Sigma \frac{F}{V} \frac{Kz}{K + L/V}. \qquad \text{(VI. 11)}$$

Аналогично, подставляя значение y в уравнение (VI. 7), получим

$$x = \frac{F}{V} \cdot \frac{z}{K + L/V} = \frac{z}{(K-1)V + 1}, \qquad \text{(VI. 12)}$$

$$\Sigma x = 1 = \Sigma \frac{F}{V} \frac{z}{K + L/V}. \qquad \text{(VI. 13)}$$

Пусть $F = 1$ *моль*, тогда по уравнениям (VI. 11) и (VI. 13)

$$V = \Sigma \frac{Kz}{K + L/V} = \Sigma \frac{z}{K + L/V}. \qquad \text{(VI. 14)}$$

Зная состав исходной смеси и константы равновесия для избранных температуры и давления, задаемся величиной V. Чтобы определить, правильно ли взята эта величина, вычисляем

$$\Sigma Kz/(K+L/V) \text{ или } \Sigma z/(K+L/V).$$

Диаграмма принятых и вычисленных величин V приведена на рис. VI. 73. Следует отметить, что кривые приближаются к начальной точке, даже если правильное решение находится где-то вдоль линии, проходящей под углом 45°. Пример расчета приведен в табл. VI. 11.

Иной путь решения также по методу последовательных приближений получаем при другом сочетании урав-

Таблица VI. 11

Пример решения задачи на равновесное испарение. Вычислить количества жидкости и пара и определить их состав при однократном испарении данной смеси при абсолютном давлении, равном 112 *ат* и 48,9° С

Компонент	Мольная доля в смеси z	K при абсолютном давлении 112 *ат* и 48,9° С	Предполагаем $V = 0{,}9009$		Предполагаем $V = 0{,}885$		Мольная доля	
			$K+0{,}11$	$z/(K+LV)$	$K+0{,}13$	$z/(K+L/V)$	x (жидкость)	y (пар)
Двуокись углерода	0,0046	1,65	1,76	0,0026	1,78	0,0026	0,0029	0,0048
Метан	0,8345	3,09	3,20	0,2603	3,22	0,2595	0,2943	0,9050
Этан	0,0381	0,72	0,83	0,0459	0,85	0,0449	0,0510	0,0360
Пропан	0,0163	0,39	0,50	0,0326	0,52	0,314	0,0356	0,0137
Изобутан	0,0050	0,21	0,32	0,0156	0,34	0,0147	0,0167	0,0035
н-Бутан	0,0074	0,175	0,285	0,0422	0,305	0,0242	0,0275	0,0048
Пентаны	0,0287	0,093	0,203	0,1413	0,223	0,1288	0,1463	0,0134
Гексаны	0,220	0,065	0,175	0,1258	0,195	0,1130	0,1283	0,0083
Гептаны	0,0434	0,036	0,146	0,2970	0,166	0,2620	0,2974	0,0105
Всего	1,000			0,9633		0,8811	1,0000	1,0000

Примечание. Путем экстраполяции получим $V = 0{,}887$ мол. пара, $L = 113$ мол. жидкости. Молекулярный вес $C_7+ = 196$; удельный вес $C_7+ = 0{,}850$.

Таблица VI. 12

Пример вычисления равновесного испарения методом повторных попыток (метод Ньютона)

Компонент	Мольная доля	K при абсолютном давлении, равном 112 *atm* и 48,9° С	$K-1$	$z(K-1)$	$z(K-1)^2$	Предполагаем $V = 0{,}80$					Предполагаем $V = 0{,}913$				
						$V(K-1)$	$V(K-1)+1$	$\frac{z(K-1)}{V(K-1)+1}$	$[V(K-1)+1]^2$	$\frac{z(K-1)^2}{[V(K-1)+1]^2}$	$V_2(K-1)$	$V_2(K-1)+1$	$\frac{z(K-1)}{V(K-1)+1}$	$[V(K-1)+1]^2$	$\frac{z(K-1)^2}{[V(K-1)+1]^2}$
Двуокись углерода	0,0046	1,65	0,65	0,00299	0,00194	0,52000	1,52000	0,00197	2,3104	0,00084	0,59345	1,59345	0,00188	2,53908	0,00076
Метан	0,8345	3,09	2,09	1,74411	3,64518	1,67200	2,67200	0,65273	7,13958	0,51055	1,90817	2,90817	0,59972	8,45745	0,43100
Этан	0,0381	0,72	—0,28	—0,01668	0,00467	—0,22400	0,77600	—0,02149	0,60218	0,00776	—0,25564	0,74436	—0,02241	0,55407	0,00843
Пропан	0,0163	0,39	—0,61	—0,00991	0,00605	—0,48800	0,51200	—0,01935	0,26214	0,02308	—0,55693	0,44307	—0,02237	0,19631	0,03082
Изобутан	0,0050	0,21	—0,78	—0,00390	0,00304	—0,62400	0,37600	—0,01037	0,14138	0,02150	—0,71214	0,28786	—0,01355	0,08286	0,03669
н-Бутан	0,0074	0,175	—0,825	—0,00611	0,00504	—0,66000	0,34000	—0,01797	0,11560	0,04360	—0,75323	0,24677	—0,02476	0,06089	0,00828
Пентаны	0,0287	0,093	—0,907	—0,02603	0,02361	—0,72560	0,27440	—0,09486	0,07530	0,31354	—0,82809	0,17191	—0,15142	0,02955	0,79898
Гексаны	0,0220	0,065	—0,935	—0,02057	0,01923	—0,74800	0,25200	—0,08163	0,06350	0,30283	—0,85366	0,14634	—0,14056	0,02142	0,89775
Гептаны +	0,0434	0,036	—0,964	—0,04184	0,04033	—0,77120	0,22880	—0,18287	0,05235	0,77039	—0,88013	0,11987	—0,34904	0,01437	2,80654
								0,22616		1,99409—			—0,12251		5,01925

$$V_2 = 0{,}8 + \frac{0{,}22616}{1{,}99409}$$
$$V_2 = 0{,}8 + 0{,}1134$$
$$V_2 = 0{,}913$$

$$V_3 = 0{,}913 - \frac{0{,}12251}{5{,}01925}$$
$$V_3 = 0{,}913 - 0{,}0244$$
$$V_3 = 0{,}8886$$

Продолжение табл. VI. 12

Компонент	Предполагаем $V = 0{,}8886$					Предполагаем $V = 0{,}8848$			Мольная доля	
	$V_3(K-1)$	$V_3(K-1)+1$	$\frac{z(K-1)}{V(K-1)+1}$	$[V(K-1)+1]^2$	$\frac{z(K-1)^2}{[V(K-1)+1]^2}$	$V_4(K-1)$	$V(K-1)+1$	$\frac{z(K-1)}{V(K-1)+1}$	x	y (пар) (жидкость)
Двуокись углерода	0,57759	1,57759	0,00189	2,48879	0,00078	0,57511	1,57511	0,00189	0,00292	0,00482
Метан	1,85717	2,85717	0,61043	8,16342	0,44652	1,84921	2,84921	0,61213	0,29289	0,90503
Этан	—0,24881	0,75119	—0,02220	0,56428	0,00828	—0,24774	0,75226	—0,00217	0,05065	0,03647
Пропан	—0,54205	0,45795	—0,02164	0,209718	0,02885	—0,53972	0,46028	—0,02153	0,03541	0,01381
Изобутан	—0,69311	0,30689	—0,01271	0,094181	0,03228	—0,69014	0,31968	—0,01219	0,01563	0,00328
н-Бутан	—0,73310	0,26690	—0,02289	0,07123	0,07076	—0,72995	0,27005	—0,02263	0,02740	0,00479
Пентаны	—0,80596	0,19404	—0,13415	0,03765	0,69709	—0,80250	0,19750	—0,13179	0,14532	0,01351
Гексаны	—0,83084	0,16916	—0,12160	0,02862	0,67190	—0,82728	0,17272	—0,11909	0,12737	0,00828
Гептаны +	—0,85661	0,14339	—0,29179	0,02056	1,96157	—0,85294	0,14706	—0,28451	0,29512	0,01062
			—0,01466		3,84803			0,00011		

$$V = 0{,}8886 - \frac{0{,}01466}{3{,}84803}$$
$$V = 0{,}8886 - 0{,}00381$$
$$V = 0{,}88479$$
$$V = 0{,}8848$$

нений (VI. 5), (VI. 6) и (VI. 7). Если вычтем уравнение (VI. 12) из (VI. 11), то получим

$$\Sigma y - \Sigma x = 0 = \Sigma \frac{z(K-1)}{V(K-1)+1}. \qquad \text{(VI. 15)}$$

Если V определена верно, правый член уравнения [VI. 15] равен нулю.

Выбор величины V основан на определении угла наклона кривой при первоначально заданной величине V (рис. VI. 74). Угол наклона кривой при V получаем, дифференцируя по V выражение

$$\frac{\partial\left[\Sigma \frac{z(K-1)}{V(K-1)+1}\right]}{\partial V} = \Sigma \frac{z(K-1)^2}{[V(K-1)+1]^2}. \qquad \text{(VI. 16)}$$

Величина $z(K-1)/[V(K-1)+1]$, полученная при первой попытке, и угол наклона кривой позволяют вычислить ΔV, которую приплюсовывают к величине, заданной при первой попытке:

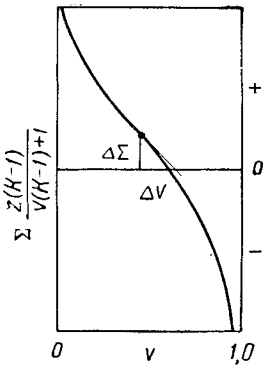


Рис. VI. 74. Решение уравнения равновесного испарения (VI. 15) по методу Ньютона.

$$V_2 = V_1 + \frac{\Sigma \frac{z(K-1)}{V(K-1)+1}}{\Sigma \frac{z(K-1)^2}{[V(K-1)+1]^2}}. \qquad \text{(VI. 17)}$$

Профиль кривой может отклоняться от прямой линии между первой и второй точками (рис. VI. 74) и для получения точного ответа может понадобиться третья попытка. Величину V_3 получаем из V_2 точно так же, как V_2 была получена из V_1. Пример подобного решения приведен в табл. VI. 12.

§ 5. ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНОЕ ИСПАРЕНИЕ

Дифференциальное испарение отличается от равновесного однократного испарения тем, что пар в момент его образования выходит из контакта с жидкостью. Образование пара при этом дифференциальном процессе вызывается изменением температуры или давления. Каждое новое увеличение количества образовавшегося пара (dW) изменяет состав жидкости, вследствие чего изменяется и равновесное давление или температура, если только парообразование на этом не прекращается.

Расчеты дифференциального испарения ведутся на основе материального баланса, в котором количество компонента во вновь образовавшемся паре уравнивается с уменьшением количества этого компонента в жидкости в соответствии с уравнением

$$y dW = Wx - (W - dW)(x - dx), \qquad \text{(VI. 18)}$$

где W — число молей жидкости; x — мольная доля данного компонента в жидкости; y — мольная доля данного компонента в паре.

Раскрывая скобки, опуская $dWdx$ и подставляя $y = Kx$, получаем

$$x dW + W dx = Kx dW. \qquad \text{(VI. 19)}$$

После преобразования и интегрирования при допущении, что $K = \text{const}$, получим

$$\int_{W_0}^{W_f} \frac{dW}{W} = \frac{1}{K-1} \int_{x_0}^{x_f} \frac{dx}{x}. \qquad \text{(VI. 20)}$$

Индекс 0 — первоначальное состояние и индекс f — окончательное состояние.

Интегрируя это выражение, получаем

$$\ln \frac{W_f}{W_0} = \frac{\ln (x_f/x_0)}{K-1}, \qquad \text{(VI. 21)}$$

$$\frac{W_f}{W_0} = \left(\frac{x_f}{x_0}\right)^{\frac{1}{K-1}}, \qquad \text{(VI. 22)}$$

$$\frac{x_f}{x_0} = \left(\frac{W_f}{W_0}\right)^{K-1}. \qquad \text{(VI. 23)}$$

В конце вычисления у нас будет

$$\Sigma x_f = 1, \qquad \text{(VI. 24)}$$

$$\Sigma K_f x_f = 1. \qquad \text{(VI. 25)}$$

Пример

Какое количество пара нужно дифференциально удалить при постоянной температуре (37,8° С) для того, чтобы получить жидкость с абсолютным давлением точки начала кипения, равным 21,1 *ат*, из жидкости, состоящей из 11,13% мол. метана и 88,87% мол. пропана. Точке начала кипения жидкости соответствует абсолютное давление, равное 33 *ат* при 37,8° С.

Решение

Применяем величины K из рис. III. 31.

Поэтому нужнс дифференциально испарить 18,8% жидкости.

Аналогичные уравнения можно вывести, заменив K отношением K_n/K_1. Таким образом, для приведенного

1-я попытка

Компонент	$(x_i)_0$	Принятое $\frac{W_f}{W_0}$	Принятое $P_{me.}$ *ата*	K_n	$K_n - 1$	$\left(\frac{W_f}{W_0}\right)^{K_n-1}$	$(x_i)f$	K (допускаем, что абсолютное давление равно 21,09)	$(y_i)f$
C_1	0,1113	0,805	27,07	6,19	5,19	0,3245	0,0361	8,13	0,2935
C_3	0,8887	0,805	27,07	0,617	—0,383	1,0865	0,9640	0,720	0,695
							$\Sigma = 1,0001$		$\Sigma = 0,9885$

2-я попытка

C_1	0,1113	0,8120	27,07	6,19	5,19	0,3395	0,0378	8,13	0,307
C_3	0,8887	0,8120	27,07	0,617	—0,3831	1,0828	0,962	0,720	0,693
							$\Sigma = 0,9998$		$\Sigma = 1,000$

выше уравнения K не должно быть постоянным, но отношение величин K должно быть приблизительно постоянным. Если соотношение величин K значительно колеблется в том интервале давления или температур, в котором происходит испарение, вычисления нужно разбить на ряд этапов. Точность вычисления всегда можно проверить, произведя одни и те же расчеты сначала в один этап, а затем разделив их на два или больше этапов.

Пример

Определить конечное давление, необходимое для дифференциального испарения 25% мол. смеси, состоящей при температуре 37,8° С из 32% мол. метана и 68% мол. пропана. Точке начала кипения соответствует абсолютное давление, равное 70,3 *ат*.

Решение

Применяем величины K из рис. III. 31

Первая попытка

Допускаем, что абсолютное давление $p_{me} = 63$ *ат*.

Компонент	K_n	$K_n - 1$	$\left(\frac{W_e}{W_0}\right)^{K_n-1}$	$(x_i)^f$
C_1	2,295	1,295	0,6890	0,2205
C_3	0,511	—0,489	1,1510	0,783
				$\Sigma = 1{,}0035$

Вторая попытка

Принимаем абсолютное давление равным $p_{me} = 62$ *ат*.

Компонент	$(x_i)_0$	K_n	$K_n - 1$	$\left(\frac{W_f}{W_0}\right)^{K_n-1}$	$(x_i)^f$
C_1	0,320	2,350	1,350	0,678	0,217
C_3	0,680	0,510	—0,490	1,1515	0,783
					$\Sigma = 1{,}000$

Определяем конечное давление путем вычисления точки начала кипения конечной жидкости.

Первая попытка

Предположим, что абсолютное давление $p_f = 56$ *ат*.

Компонент	K_n	$(y_i)^f$
C_1	2,66	0,576
C_3	0,50	0,3915
		$\Sigma = 0{,}9675$

Вторая попытка

Предположим, что абсолютное давление $p_f = 54$ *ат*.

Компонент	K_n	$(y_i)^f$
C_1	2,805	0,6085
C_3	0,500	0,3915
		$\Sigma = 1{,}0000$

p_{me} — среднее давление;

p_f — конечное абсолютное давление, равное 54 *ат*.

§ 6. ПРИМЕНЕНИЕ ЭЛЕКТРОННЫХ ВЫЧИСЛИТЕЛЬНЫХ МАШИН ДЛЯ РАСЧЕТОВ ИСПАРЕНИЯ

Расчеты испарения можно вести при помощи логарифмической линейки, однако этот метод очень трудоемок, а результаты получаются неточные. Настольные счетные машины повышают точность результатов, но все же расчеты остаются весьма трудоемкими. Поэтому для расчетов испарения, связанных с многочисленными повторениями большого числа сложных вычислений, все шире применяются цифровые электронные вычислительные машины [VI. 39, VI. 48, VI. 36, VI. 16].

Цифровая электронная вычислительная машина [VI. 7, VI. 28, VI. 66, VI. 15, VI. 5, VI. 4] производит арифметические действия с очень большой скоростью, превышающей 100 000 действий в секунду. В машину вводят исходные данные и команды с перфокарты или перфорированной ленты, которые она запоминает, затем она может выполнять команды по заданной программе. По существу машина может только складывать и сравнивать число с нулем. Все вычисления могут быть сведены к арифметическому действию сложения. Результаты вычислений, хранимые в ячейках памяти, печатаются в виде таблиц или же выдаются машиной в виде перфокарт или ленты.

Вопрос об использовании цифровой вычислительной машины для определенных расчетов решается двумя факторами: машинным временем с программированием и числом вычислителей, которые нужно привлечь для выполнения данных расчетов.

Стоимость аренды электронно-вычислительных машин очень высока. Поэтому затраты должны быть оправданы повышением точности и ускорением расчетов. Необходимо также учесть затраты на подготовку или программирование данной задачи для вычислительной машины. Если требуется решить задачу только для одного набора условий, требующего составления специальной программы, или же если задача имеет единственное решение, то использование вычислительных машин может оказаться неэкономичным. Однако, когда требуется решить задачу для большого числа условий, расходы по программированию обычно невелики, поскольку для каждого последующего решения (после первого) необходимо только включить в первоначальную программу новые исходные данные без дополнительной подготовки.

Уже из этих кратких предварительных замечаний видно, что многие проблемы нецелесообразно решать при помощи электронно-вычислительной машины, при использовании которой все переменные должны быть связаны посредством математических уравнений или сведены в таблицы. Если подобные уравнения (или их приемлемые приближения) трудно получить, следует рассмотреть вопрос о применении моделирующих устройств. Но, несмотря на эти ограничения, вычислительные машины все более широко применяются при инженерных расчетах. Ниже рассматриваются принципы работы, относящиеся ко всем электронно-вычислительным машинам и лишь в отдельных случаях только к машинам модели «Дататрон» [VI. 4].

ПРОГРАММИРОВАНИЕ

Вначале следует выполнить программирование — подготовку задачи для решения. При применении вычислительных машин для стандартных экономических и статистических вычислений одну и ту же программу вводят в машину периодически, что обеспечивает оптимальное

использование вычислительной машины. Наоборот, при научных и инженерных расчетах составление такой программы, которая обеспечивала бы оптимальное использование вычислительных машин, потребовало бы слишком больших затрат времени квалифицированных работников и не оправдало бы себя. Хотя программы для большей части инженерных расчетов и не дают оптимального использования вычислительных машин, они обеспечивают оптимально возможное сочетание использования машинного времени и работы программистов. Фактически проектировщики могут составить программу для необходимых им расчетов, даже не будучи особенно компетентными в устройстве самой машины. После небольшой практики легко можно составить такую программу, которая позволила бы сэкономить время загрузки вычислительной машины.

Научиться программированию нетрудно, ибо всякий, кто решал ту или иную задачу, фактически уже программировал ее. Программирование сводится по существу к написанию инструкции по решению данной задачи для расчетчика, не знающего ни математики, ни инженерного дела, но умеющего пользоваться настольной вычислительной машиной. Поскольку наблюдается тенденция к использованию одноадресных электронно-вычислительных машин с хранимой в памяти программой, в данном разделе будут рассматриваться машины этого класса. Изменить программу для двухадресной машины нетрудно, по существу двухадресная машина может использоваться как одноадресная. Программист может рассматривать вычислительную машину просто как так называемый «черный ящик» и в основном не обращать внимания на детали механизма, выполняющего вычисления. Устройство электронно-вычислительных машин описывается здесь лишь в объеме, необходимом для выполнения программистом его работы.

ЗАПОМИНАЮЩЕЕ УСТРОЙСТВО ИЛИ ПАМЯТЬ

Вычислительная машина имеет ряд ячеек памяти, в которые можно помещать команды или исходные данные. Эти ячейки последовательно пронумерованы; одной из задач программиста является регистрация содержания каждой из ячеек. Когда в ячейку вводится какая-либо информация, автоматически стирается находившаяся в ней информация. Однако перевод исходных данных или команд из ячейки памяти в вычислительное устройство не изменяет хранимой в ячейке информации. Номер каждой ячейки памяти называется «адресом» этой ячейки. Вычислительная машина выполняет команды, хранимые в ячейках памяти, в последовательности, определяемой их адресами, если только она не получает приказ изменить первоначальную последовательность команд.

РЕГИСТРЫ И КОД

Программист должен также знать, что арифметическое устройство вычислительной машины имеет ряд регистров, где числа, над которыми производятся действия, появляются на различных этапах вычислений. Эти регистры аналогичны имеющимся у настольной счетной машины. Действия, производимые над числами этими регистрами, почти сходны с соответствующими действиями настольных счетных машин, но с одним важным исключением: ответ всегда появляется в одном и том же регистре. Этот регистр имеет в 2 раза больше разрядов, чем любая ячейка памяти, плюс знаковый разряд. При сложении числа ответ (или сумма плюс знаковый разряд) появляется на левой половине регистра. Когда число в этом регистре умножается на другое число, взятое из памяти, произведение плюс знаковый разряд занимают весь регистр. С другой стороны, когда число в этом регистре делится на число, взятое из памяти, частное плюс знаковый разряд появляются в левой половине регистра, а остаток в правой. Этот регистр для удобства разделен на две части. Левую часть, или ответную, называют регистром A. Правую часть, где после деления появляется остаток, называют регистром R. Число, прежде чем над ним может производиться какое-либо действие, должно находиться в регистре A. После выполнения действия ответ автоматически появляется в некоторой форме в регистрах A и R и над ним можно производить последующие действия. Если сумма двух чисел имеет большое число цифр, не помещающихся в регистре A, регистр отбрасывает разряды, находящиеся справа. Это отбрасывание опять-таки аналогично действию настольного счетного устройства с тем исключением, что электронно-вычислительная машина в данном случае автоматически остановится и вспыхнет световой сигнал, означающий, что произошло «переполнение». Поэтому данные следует располагать в каждой ячейке памяти или в регистре A так, чтобы предотвратить возникновение «переполнения». Некоторые вычислительные машины имеют другие регистры, которые могут значительно облегчить задачу программиста, но рассмотрение их выходит за границы этого элементарного изложения. Регистр A и каждая ячейка

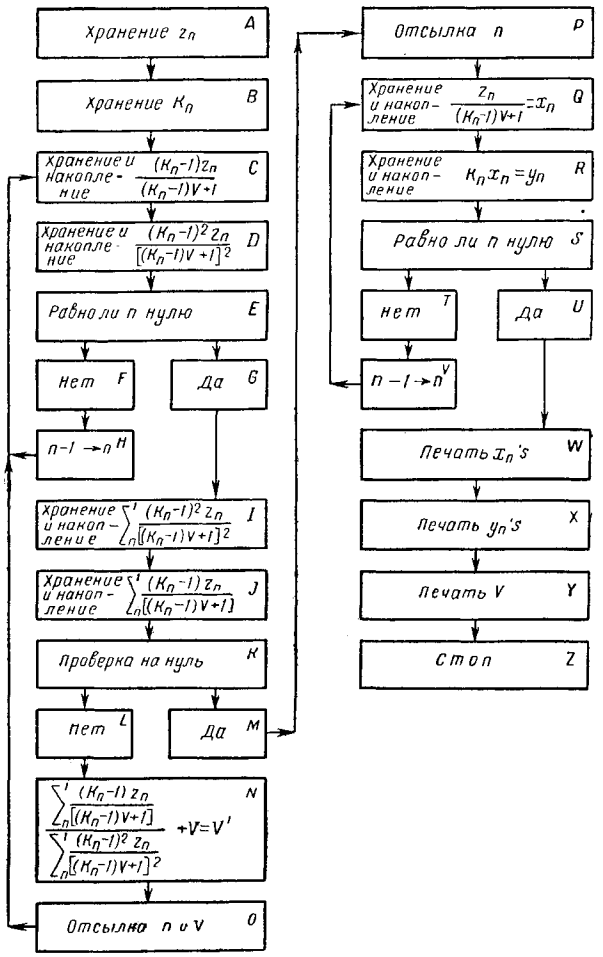


Рис. VI.75. Блок-схема вычислений на цифровой вычислительной машине.

памяти содержат несколько цифровых разрядов плюс знаковый разряд. Эти цифровые разряды в совокупности со знаковым разрядом называются кодом. Код для большинства вычислительных машин состоит из десяти цифровых разрядов и знакового разряда. Длина кода является фактором, определяющим число цифр, над которыми производятся действия.

Электронно-вычислительная машина рассматриваемого типа имеет ряд ячеек памяти, в которые можно поместить один код информации. Коды, вводимые в вычислительную машину, могут представлять собой либо команды, либо числа. Числа следует размещать в разрядах кода так, чтобы положение десятичной запятой было связано с положением десятичной запятой других используемых чисел. Кроме того, каждому из исходных данных должна соответствовать своя ячейка памяти или адрес.

БЛОК-СХЕМА

После того как все исходные данные получили свои адреса, составляют блок-схему, показывающую в деталях отдельные этапы вычисления (рис. VI. 75). Для примера запрограммируем вычисления контактного испарения с использованием метода, демонстрирующего возможности вычислительных машин.

Уравнение (VI. 15) для расчета испарения имеет форму, удобную для решения его на электронно-вычислительной машине:

$$\Sigma y - \Sigma x = \Sigma \frac{z(K-1)}{V(K-1)+1} = F(V) = 0.$$

В качестве отправной точки используем график правого члена уравнения для различных величин V (рис. VI. 74). Поскольку сама вычислительная машина не может определить такую величину V, которая удовлетворяла бы уравнению (VI. 15), необходимо разработать метод для определения величины V на машине.

Рэчфорд и Райс (Rachford and Rice) [VI. 48] предложили использовать метод 20-ти итераций (попыток). Значения функции $F(V)$ определяются для ряда значений V, выбранных таким образом, чтобы сузить область изменения переменной V, в которой находится решение уравнения [VI. 15]. Для определения корня функции $F(V)$ возьмем сначала величину V, равную 0,5. Из рис. VI. 74 можно видеть, что если $\Sigma z(K-1)/[V(K-1)+1]$ — величина положительная, то значение V слишком мало, чтобы удовлетворить уравнению (VI. 15), следовательно, величина V должна быть больше 0,5. Если же значение функции отрицательное, то величина V слишком велика, чтобы удовлетворить уравнению (VI. 15), т. е. V должно быть меньше 0,5. Первая величина V сузила интервал изменения переменной V, в котором лежит решение уравнения (VI. 15), до половины предыдущего интервала изменения от 0 до 1. Теперь, если для нахождения значения функции $F(V)$ взять другую величину V, находящуюся в середине интервала величин, в котором находится решение уравнения (VI. 15), то знак функции $F(V)$ покажет, в какой из половин оставшегося интервала находится решение уравнения (VI. 15). Повторяя эту процедуру 20 раз, можно определить величину V, которая дает значение функции $F(V)$, меньшее величины 10^{-8}. Определив величину V, являющуюся решением уравнения (VI. 15), используют эту величину в уравнениях (VI. 10) и (VI. 12). Хотя этот метод был бы слишком трудоемким для настольного счетного устройства, электронно-вычислительная машина может при его использовании получить решение через 1 *мин* после ввода в нее исходных данных и программы.

Другим подходом к задаче определения V является так называемый метод Ньютона. В данной точке определяется тангенс угла наклона функции $F(V)$ к V. Функция $F(V)$, деленная на тангенс угла наклона, служит поправкой, которую нужно добавить к первому взятому значению V. Новое значение V будет гораздо ближе к величине, полученной при решении уравнения (VI. 15). Этот метод состоит в следующем:

$$F(V) = 0, \qquad \text{(VI. 26)}$$

$$F(V) = F(V_j) + (V_{j+1} - V_j) F'(V_j) + \ldots, \qquad \text{(VI. 27)}$$

где j — номер итерации. Опуская члены второго порядка, получаем

$$V_{j+1} - V_j = -\frac{F(V_j)}{F'(V_j)}, \qquad \text{(VI. 28)}$$

$$V_{j+1} = V_j - \frac{F(V_j)}{F'(V_j)}, \qquad \text{(VI. 29)}$$

$$F' = (V_j) = -\Sigma \frac{(K_n - 1)^2 z}{[(K_n - 1) V_j + 1]^2}. \qquad \text{(VI. 30)}$$

Так, из уравнения (VI. 29) можно найти ряд последующих приближений из величины V, пока функция $F(V)$ не станет меньше какого-то заданного числа. Для данной задачи по методу Ньютона получают ответ после нескольких итераций. Этот метод дает сходимость быстрее, чем метод 20 итераций. Однако в большинстве случаев удовлетворительными являются оба метода. Лишь при более сложной задаче, когда уравнение приходится решать много раз, лучше переходить с программы, составленной для метода 20 итераций, на программу, составленную по методу Ньютона. Блок-схема этапов вычислений по методу Ньютона показана на рис. VI. 75. Цель этой блок-схемы — дать программисту возможность увидеть процесс вычисления в целом и установить, какие промежуточные результаты следует сохранить для последующего использования (например, результаты в блоке C, которые потребуются в блоках J и N). Блок-схема позволяет также легко перегруппировать этапы вычислений, сводя к минимуму число операций, и тем самым получить оптимальную программу.

КОМАНДЫ

Этапы блок-схемы после ее составления переводятся в команды для вычислительной машины. Команда состоит из трех частей: 1) адреса ячейки памяти, в которой будет храниться команда; 2) кода операции; 3) адреса числа, над которым должно быть произведено действие. Некоторые из возможных команд перечислены в табл. VI. 13.

Таблица VI. 13

Перечень команд для вычислительной машины

Команда	Объяснение
Арифметические команды	
Очистить, сложить	Очистить регистр A и прибавить содержимое ячейки, адрес которой указан в команде
Сложить	Прибавить содержимое ячейки, адрес которой указан в команде, к содержимому регистра A
Очистить, вычесть	Очистить регистр A и вычесть содержимое ячейки, адрес которой указан в команде, из содержимого регистра A

Продолжение табл. VI. 13

Команда	Объяснение
Вычесть	Вычесть содержимое ячейки, адрес которой указан в команде, из содержимого регистра A
Умножить	Умножить содержимое ячейки, адрес которой указан в команде, на содержимое регистра A и ввести 20-значное произведение в регистры A и R
Умножить, округлить	Умножить содержимое ячейки, адрес которой указан в команде, на содержимое регистра A. Округлить произведение до 10 знаков и очистить регистр R
Разделить	Разделить 20-значное содержимое регистров A и R на содержимое ячейки, адрес которой указан в команде
Передача информации	
Запомнить	Передать содержимое регистра A в ячейку, адрес которой указан в команде
Запомнить, очистить	Передать содержимое регистра A в ячейку, адрес которой указан в команде, и очистить регистр A
Сдвинуть влево	Сдвинуть содержимое регистров A и R влево на число мест, указанное номером в адресе команды. Код операции не сдвигается
Сдвинуть вправо	Сдвинуть содержимое регистров A и R вправо на число мест, указанное номером в адресной части команды. Код операции не сдвигается
Очистить R Округлить	Очистить регистр R Округлить 20-значное содержимое регистров A и R до 10 знаков и очистить регистр R
Принятие решения и разветвление	
Останов. Переполнение «включено», знаки различны	Остановить работу машины. Если знак регистра A отличается от знака ячейки, адрес которой указан в команде, переполнение показывает «включено»
Переход при числе, отличном от нуля	Проверить содержимое (не знак) регистра A: а) если содержимое регистра A равно нулю, установить знак регистра A на нуль и продолжать счет в должной последовательности; б) если содержимое регистра A не равно нулю, передать управление ячейке, адрес которой указан в команде
Переход при нуле	Проверить содержимое (не знак) регистра A: а) если содержимое регистра A не равно нулю, продолжать счет в должной последовательности; б) если содержимое регистра A равно нулю, передать управление ячейке, адрес которой указан в команде
Условный переход	Если переполнение показывает «включено», передать управление ячейке, адрес которой указан в команде, и вновь установить переполнение.

Продолжение табл. VI. 13

Команда	Объяснение
	Если переполнение показывает «выключено», продолжать счет в должной последовательности
Безусловный переход	Передать управление ячейке, адрес которой указан в команде
Считывание	Считываются несколько команд и исходных данных, число которых указано в скобках, и передаются в последовательно расположенные ячейки памяти, начиная с ячейки, адрес которой указан в команде
Запись	Записать содержимое нескольких последовательно расположенных ячеек памяти, число которых указано в скобках, начиная с той ячейки, адрес которой указан в команде
Считать, начать вычисления	Читать непрерывно исходные данные или команды и хранить их в последовательно расположенных ячейках памяти, начиная с ячейки, адрес которой указан в команде, пока не подойдет команда начать вычисления; передать управление ячейке, адрес которой указан в этой команде
Начать вычисления	Начать вычисления, передав управление ячейке, адрес которой указан в команде

ПРОГРАММИРОВАНИЕ

Прежде чем программировать задачу однократного испарения, приведем в качестве упрощенного примера программу для решения следующего уравнения:

$$x = (D + B)\,C,$$

где $D = 110{,}2345$, $B = 22{,}445566$ и $C = 33{,}557799$. Программа показана в табл. VI. 14 в одной из применяемых форм.

Таблица VI. 14

Программа для $x = (D + B)\,C$

Адрес ячейки, где хранится информация	Команды или данные: команда	Команды или данные: адрес	Объяснение
—	Считывание, начало вычисления	0001	Ввести программу с перфокарт в память вычислительной машины, начиная с ячейки памяти 0001, пока не дойдет очередь кода, в состав которого будет входить команда начать вычисления; хранить D в ячейке 0001
0001	0110234500	—	Хранить D в ячейке 0001
0002	0022445566	—	Хранить B в ячейке 0002
0003	0033557799	—	Хранить C в ячейке 0003
0004	Очистить, сложить	0001	Очистить регистр и прибавить D
0005	Сложить	0002	Прибавить B (в регистре A будет тогда $D + B$)
0006	Умножить	0003	Умножить на C

Адрес ячейки, где хранится информация	Команды или данные: команда	Команды или данные: адрес	Объяснение
0007	Сдвинуть влево	0004	Переставить десятичную запятую
0008	Округлить	—	Округлить число в регистре R
0009	Запомнить	0013	Хранить $(D+B)C$ в ячейке 0011
0010	Запись (1)	0013	Записать $(D+B)C$
0011	Останов	—	Прекратить вычисления
0012	Начать вычисления	0004	Прекратить ввод данных и начать вычисления с ячейки 0004

На первом этапе программы электронно-вычислительная машина вводит сообщаемую информацию в последовательно расположенные ячейки памяти (начиная с ячейки 0001). Когда ввод дойдет до последнего кода, на ленте или перфокарте, ввод прекратится и управление будет передано ячейке 004. В данном случае вычисления начинают по команде очистить регистр A и прибавить содержимое ячейки 0001 или D к регистру A. После того как вычислительная машина завершила это действие, выполняется следующая команда и содержимое ячейки 0002, т. е. B, прибавляется к регистру A, который будет тогда содержать сумму $D+B$. После этого вычислительная машина производит еще одно действие, выполняя команду умножить эту сумму на содержимое ячейки 0003. Теперь в регистрах A и R будет находиться произведение $(D+B)C$.

ПЕРЕСТАНОВКА ДЕСЯТИЧНОЙ ЗАПЯТОЙ

При умножении и делении вычислительная машина всегда помещает десятичную запятую перед первым разрядом. Но в действительности в обоих умножаемых (или делимых) числах десятичная запятая обычно находится на другом месте, поэтому после выполнения умножения (или деления) запятую необходимо переставить в нужное место.

Для этого служат команды сдвига влево и вправо. Команда, находящаяся в ячейке 0007 (см. табл. VI. 14), перемещает произведение, находящееся в регистре, таким образом, что десятичная запятая оказывается на том же месте, что и в первоначально введенных в память данных. По следующей команде к последней цифре, находящейся в регистре A, прибавляется 1, если первая цифра в регистре R равна или больше 5. По следующим двум командам выдается (печатается) ответ $(D+B)C$. Команда, находящаяся в ячейке 0011, завершает процесс вычислений.

ПРОГРАММА ДЛЯ РАСЧЕТОВ ОДНОКРАТНОГО (КОНТАКТНОГО) ИСПАРЕНИЯ

В табл. VI. 15 показана программа для расчетов мгновенного испарения по методу Ньютона. Для упрощения берем систему, состоящую лишь из десяти компонентов. Программа составлена так, что после ее ввода в вычислительную машину можно получить ряд решений, непосредственно считывая для каждого из них z_n, K_n и первую предположительно взятую величину V. В ячейках памяти 0001—0010 находятся данные о составе исходной смеси z_n, а в ячейках 0011—0020 — константы равновесия K_n для каждого компонента, расположенные в той же последовательности, что и данные о составе каждого компонента в исходной смеси. Ячейки 0021—0090 оставлены для хранения промежуточных результатов. Величины, хранимые в ячейках 0091—0099, будут рассмотрены по мере их использования в программе. Данные о составе исходной смеси располагаются в ячейках памяти так, что десятичная запятая находится между первым и вторым разрядом слева. Десятичная запятая в константах равновесия ставится между третьим и четвертым разрядом слева, а в величинах V ставится перед первым разрядом слева.

Перед рассмотрением программы следует указать, что при ее составлении ставилась цель продемонстрировать возможности различных подходов к решению данной задачи, а не цель — получить совершенную и безукоризненную программу. Не экономились также ячейки памяти, поскольку предполагалось, что вычислительная машина имеет больше ячеек, чем необходимые для данной программы 250 адресов.

Команды, находящиеся в ячейках 0100—0113, ясно показывают этапы вычислений. Прежде всего очищаются регистры и прибавляется величина, находящаяся в ячейке 0011. Поскольку в этой ячейке находится величина K_1, на регистре A появляется K_1, как указано в колонке объяснений. Результаты каждого этапа вычислений вплоть до ячейки 0113 показаны в колонке объяснений. Команды с 0100 до 0113 можно дополнительно повторять еще 9 раз, по разу для каждого компонента. При этом необходимо лишь изменить адреса команд в ячейках 0100, 0102, 0103, 0107, 0110, 0111 и 0113. При каждом повторении этапа к адресам команд указанных ячеек нужно прибавить 1. Так, для K_2 команда в ячейке 0100 будет «очистить, прибавить 0012», и она будет храниться в ячейке 0114.

Таблица VI. 15

Программа для расчета однократного испарения по методу Ньютона

Адрес ячейки памяти, где хранится информация	Код операции	Адрес числа, над которым нужно произвести действие	Объяснение
. . .	Считывание	0001	Ввод данных в вычислительную машину
0001	C_1	. . .	Хранение состава исходной смеси z в мольных фракциях
0002	C_2		
0003	C_3		
0004	C_4		
0005	C_5		
0006	C_6		
0007	C_7		
0008	C_8		
0009	C_9		
0010	C_{10}		
0011	K_1	. . .	Хранение констант равновесия K
0012	K_2		
0013	K_3		
0014	K_4		
0015	K_5		
0016	K_6		
0017	K_7		
0018	K_8		
0019	K_9		
0020	K_{10}		
. . .	Ввести данные, начать работу	0093	Ввод в вычислительную машину первой предположительно взятой величины V.
0093	0000000001	. . .	Хранение постоянной 1 для переадресации команд
0094	0000000009	. . .	Хранение постоянной 9 для переадресации команд

Продолжение табл. VI. 15

Адрес ячейки памяти, где хранится информация	Код операции	Адрес числа, над которым нужно произвести действие	Объяснение
0095	0000000009	. . .	Хранение постоянной 9 для переадресации команд
0096	Останов	0096	Промежуточное запоминание
0097	5000000000	. . .	Хранение постоянной 0,5
0098	5000000000	. . .	0,5
0099	001000000	. . .	1
0100	Очистить, прибавить	0011	Очистить и прибавить K
0101	Вычесть	0099	$K-1$
0102	Запомнить	0021	
0103	Очистить, прибавить	0021	$K-1$
0104	Умножить	0098	$(K-1)V$
0105	Прибавить	0099	$(K-1)V+1$
0106	Запомнить	0096	
0107	Очистить, прибавить	0021	$K-1$
0108	Разделить	0096	$\frac{K-1}{(K-1)V+1}$
0109	Запомнить	0096	
0110	Умножить	0001	$\frac{(K-1)z}{(K-1)V+1}$
0111	Запомнить	0041	
0112	Умножить	0096	$\frac{(K-1)^2 z}{(K-1)V+1}$
0113	Запомнить	0051	
0114	Очистить, прибавить	0100	
0115	Прибавить	0095	
0116	Запомнить	0120	
0117	Очистить, прибавить	0102	
0118	Прибавить	0095	
0119	Запомнить	0122	
0120	Остановить	0120	Из 0116
0121	Вычесть	0099	
0122	Остановить	0122	Из 0119
0123	Очистить, прибавить	0095	
0124	Переход при нуле	0128	
0125	Вычесть	0093	Переадресация команд
0126	Запомнить	0095	
0127	Безусловный переход	0114	
0128	Очистить, прибавить	0094	
0129	Запомнить	0095	
0130	Очистить, прибавить	0103	
0131	Прибавить	0095	
0132	Запомнить	0145	
0133	Очистить, прибавить	0107	
0134	Прибавить	0095	
0135	Запомнить	0149	
0136	Очистить, прибавить	0110	
0137	Прибавить	0095	
0138	Запомнить	0152	
0139	Очистить, прибавить	0111	
0140	Прибавить	0095	

Продолжение табл. VI. 15

Адрес ячейки памяти, где хранится информация	Код операции	Адрес числа, над которым нужно произвести действие	Объяснение
0141	Запомнить	0153	
0142	Очистить, прибавить	0113	
0143	Прибавить	0095	
0144	Запомнить	0155	
0145	. . . . .	. . .	Из 0132, $K-1$
0146	Умножить	0098	$(K-1)V$
0147	Прибавить	0099	$(K-1)V+1$
0148	Запомнить	0096	
0149	. . . . .	. . .	Из 0135, $K-1$
0150	Безусловный переход	0241	Переставить десятичную запятую и вычислить $\frac{K-1}{(K-1)V+1}$
0151	Запомнить	0096	
0152	. . . .	. . .	Из 0138 $\frac{(K-1)z}{(K-1)V+1}$
0153	. . .	. . .	Из 0141, запомнить
0154	Безусловный переход	0244	Переставить десятичную запятую и вычислить $\frac{(K-1)^2 z}{(K-1)V+1}$
	. . .	. . .	Из 0144, запомнить
0155	Очистить, прибавить	0095	
0156			
0157	Переход при нуле	0161	Если на регистре A стоит нуль, вычислить все компоненты
0158	Вычесть	0093	Переадресация команд
0159	Запомнить	0095	
0160	Безусловный переход	0145	Возвратиться к вычислению следующего компонента
0161	Очистить, прибавить	0094	Восстановление команд
0162	*Запомнить*	*0095*	
0163	Очистить, прибавить	0041	$\frac{(K-1)z}{(K-1)V+1}$
0164	Прибавить	0042	
0165	Прибавить	0043	
0166	Прибавить	0044	
0167	Прибавить	0045	
0168	Прибавить	0046	
0169	Прибавить	0047	
0170	Прибавить	0048	
0171	Прибавить	0049	$\frac{(K-1)z}{(K-1)V+1} = F(V)$
0172	Прибавить	0050	
0173	Запомнить	0092	
0174	Прибавить	0051	
0175	Очистить		Запомнить 0 в 0091
0176	Запомнить	0091	$\frac{(K-1)^2 z}{(K-1)V+1}$ 2 накопление
0177	Очистить, прибавить	0174	
0178	. . .	0095	
0179	Запомнить	0181	

Продолжение табл. VI. 15

Адрес ячейки памяти, где хранится информация	Код операции	Адрес числа, над которым нужно произвести действие	Объяснение
0180	Очистить, прибавить	0091	Из 0179
0181	Останов	0181	$\frac{(K-1)^2 z}{(K-1)V+1}$ 2
0182	Запомнить	0091	
0183	Очистить, прибавить	0095	
0184	Переход при нуле	0188	
0185	Вычесть	0093	
0186	Запомнить	0095	
0187	Безусловный переход	0177	
0188	Очистить, прибавить	0092	$F(V)$
0189	Сдвинуть вправо	0002	Сравнить $F(V)$ с величиной 10^{-8}
0190	Переход при нуле	0205	
0191	Очистить, прибавить	0092	$F(V)$
0192	Разделить	0091	$\frac{F(V)}{F'(V)}$
0193	Прибавить	0098	Новая $V_{J+1} = V_J + \frac{F(V)}{F'(V)}$
0194	Запомнить	0098	
0195	Безусловный переход	0128	
0196	Очистить, прибавить	0121	$K-1$
0197	Умножить	0098	$(K-1)V$
0198	Прибавить	0099	$(K-1)V+1$
0199	Очистить, прибавить	0001	z
0200	Сдвинуть вправо	0004	
0201	Разделить	0096	$\frac{z}{(K-1)V+1} = y$
0202	Запомнить	0061	
0203	Умножить, округлить	0011	$Kx = y$
0204	Запомнить	0071	
0205	Очистить, прибавить	0195	
0206	Прибавить	0095	
0207	Запомнить	0220	
0208	Очистить, прибавить	0199	
0209	Прибавить	0095	
0210	Запомнить	0224	
0211	Очистить, прибавить	0202	
0212	Прибавить	0095	
0213	Запомнить	0227	
0214	Очистить, прибавить	0203	

Продолжение табл. VI. 15

Адрес ячейки памяти, где хранится информация	Код операции	Адрес числа, над которым нужно произвести действие	Объяснение
0215	Прибавить	0095	
0216	Запомнить	0228	
0217	Очистить, прибавнть	0204	
0218	Прибавить	0095	
0219	Запомнить	0229	
0220	Останов	0220	Из 0207, $K-1$
0221	Умножить	0098	$(K-1)V$
0222	Прибавить	0099	$(K-1)V+1$
0223	Запомнить	0096	
0224	Останов	0224	Из 0210, z
0225	Сдвинуть вправо	0004	
0226	Разделить	0096	$\frac{z}{(K-1)V+1} = x$
0227	Останов	0227	Из 0213, запомнить x
0228	Останов	0228	Из 0216, $Kx = y$
0229	Останов	0229	Из 0219, запомнить y
0230	Очистить, прибавить	0095	
0231	Переход при нуле	0235	Если на регистре A стоит нуль, вычислить все компоненты
0232	Вычесть	0093	Переадресация команд
0233	Запомнить	0095	Возвратиться к вычислению
0234	Безусловный переход	0205	следующего компонеита
0235	Запись (20)	0001	Выдать z и K
0236	Запись (1)	0098	Выдать V
0237	Запись (20)	0061	Выдать x и y
0238	Очистить, прибавить	0094	Переадресация команд
0239	Запомнить	0095	Восстановление команд
0240	Останов	0240	
0241	Сдвинуть вправо	0001	
0242	Разделить	0096	
0243	Безусловный переход	0151	
0244	Умножить	0096	
0245	Сдвинуть влево	0001	
0246	Округлить		
0247	Безусловный переход	0114	
. . .	начать		

ПЕРЕАДРЕСАЦИЯ КОМАНД

Вычислительная машина должна производить все эти действия автоматически, поэтому по командам

команды, находящейся в ячейке 0114, данные команды в ячейке 0100 являются исходными, они прибавляются к числу на регистре A, после этого к полученной сумме добавляется содержимое ячейки 0095. Поскольку ячейка 0095 содержит число 0000000009, на регистре A находится число, которое, если превратить его в команду, будет означать «очистить, прибавить 0020», т. е. прибавить K для последнего компонента. Эта команда поступает затем в ячейку 0120, где она будет выполнена в нормальной последовательности. Таким образом, команда была выполнена путем изменения ее адреса (переадресации). Ячейка 0120, куда поступает измененная команда, обычно содержит фиктивную команду «останов по 0120», так что другие команды при вводе в вычислительную машину будут храниться в надлежащих ячейках. Команда «останов» служит для того, чтобы остановить вычислительную машину при достижении данного этапа, если введенная в нее программа не будет должным образом выполняться. Это имеет значение лишь во время отладки программы. Поэтому в программе приводится адрес ячейки, чтобы облегчить оператору установление места ошибки.

Следующие три команды 0117, 0118 и 0119 переадресуют команду 0102 и засылают ее в ячейку 0122. Код для следуюших трех этапов будет:

0120 — очистить, прибавить 0020;

0121 — вычесть 0099;

0122 — запомнить 0030.

Эта последовательность аналогична команде в первых трех командах с одним исключением: вместо вычисления $K-1$ для первого компонента она дает $K-1$ для последнего (т. е. десятого) компонента.

Далее вспомогательная команда переадресации прибавляется к команде регистра A, затем выполняется переход при нуле. Поскольку эта команда не равна нулю, выполняется следующий этап; из адреса команды переадресации вычитается 1, после чего он становится равным 8. Новая команда переадресации хранится в той же ячейке, что и прежняя, которая, естественно, уничтожается. Затем команда, находящаяся в ячейке 0127, изменяет последовательность, в которой работает вычислительная машина, передавая управление ячейке 0114. Таким образом повторяется описанный выше процесс переадресации и вычисления. Так как в ячейке 0095 теперь вместо девятого компонента находится восьмой, $K-1$ вычисляется для девятого компонента. Эту процедуру повторяют, пока не будут вычислены $K-1$ для всех компонентов. К этому времени в ячейке 0095 будет храниться нуль, так что, когда команда переадресации будет сравниваться с нулем по команде 0124, последовательность будет изменена таким образом, что команды 0125—0127 будут опущены. Команды 0128 и 0129 восстанавливают первоначальную команду переадресации и направляют ее в ячейку 0095 для дальнейшего использования. Именно по этой причине команда переадресации запоминается дважды.

Описанный выше процесс переадресации и вычисления повторяется в ячейках 0130—0162 для команд, находящихся в ячейках 0103—0113. Следует отметить, что команды 0101, 0104, 0105, 0106, 0108, 0109 и 0112 не обязательны для программы, поскольку они не нуждаются в переадресации; они включены сюда лишь для того, чтобы упростить объяснение. Следует отметить также, что вычисление начинается с ячейки 0114. Команды 0163—0173 производят вычисление $\Sigma_n(K_n-1)z_n/[(K_n-1)V+1]$ без переадресации; ячейки 0174—0187 иллюстрируют вычисления аналогичной суммы $\Sigma(K-1)^2z/[(K-1)V+1]^2$ с переадресацией. Для суммирования и запоминания суммы без переадресации требуется 11 команд, с переадресацией — 14. В данном случае время вычисления и число ячеек памяти минимальны при вычислении без переадресации. Однако, если цифровая вычислительная машина снабжена регистром переадресации, разница во времени будет незначительна, а число необходимых ячеек памяти снизится. При большом числе компонентов переадресация обеспечит и абсолютную экономию ячеек памяти.

РАЗВЕТВЛЕНИЕ ПРОГРАММЫ

По командам 0188—0190 производится сравнение

$$\Sigma\frac{(K_n-1)z_n}{(K_n-1)V+1}$$

с величиной 10^{-8}. При этом определяется, решено ли уравнение (VI. 15). Команда 0189 сдвигает последние две цифры из регистра. Они заменяются нулями, занимающими первые два разряда. После этого сдвига, если в первых восьми разрядах $F(V)$ находились нули, на регистре A будут находиться одни лишь нули. Изменив число сдвигаемых разрядов, данное число можно сравнить с любым числом 10^{-n}. Если $F(V)$ не равно нулю, по методу Ньютона в соответствии с командами 0188—0193 вычисляют новое V, которое помещают затем в 0098, стирая старое V. Ячейка 0195 изменяет последовательность операций и возвращает к началу программы, чтобы пересчитать коэффициенты для нового V. Это повторяется до тех пор, пока $F(V)$ не станет меньше величины 10^{-8}.

Решив уравнение (VI. 15), вычисляют x_n и y_n, используя переадресацию команд в соответствии с командами 0196—0234.

Затем все необходимые данные, полученные в процессе решения, будут выданы в соответствии с командами, находящимися в ячейках 0235—0237. Команды 0238—0239 восстанавливают измененные команды так, что для решения следующей задачи необходимо лишь ввести новые значения z_n, K_n и начать вычисления. Команда, находящаяся в ячейке 0240, останавливает вычислительную машину, когда вычисления закончены.

ПОПРАВКИ

Следующая группа команд является примером поправок к программе. При выполнении программы после деления, произведенного по команде ячейки 0150, произошло переполнение.

Проверка показала, что десятичная запятая для этого деления была неправильно установлена. Поправка была произведена путем изменения команды и последовательности операций, т. е. передачи управления в конец программы ячейкам 0241—0243. Здесь была правильно установлена десятичная запятая, выполнено деление и передано управление ячейке 0151. Если бы команда об установке десятичной запятой была вставлена непосредственно в программу, пришлось бы изменить адреса всех последующих и некоторых предыдущих команд.

Оказалось также необходимым переставить десятичную запятую после умножения по команде в ячейке 0154. Это, а также округление произведения было выполнено путем замены команды в ячейке 0154 с указанием новой последовательности операций, которые были перенесены в ячейки 0243—0246.

ПОДПРОГРАММЫ

Составление программ, пример которого был приведен выше, еще более упрощается с применением подпрограмм. Элементарные математические функции, такие, как синус, косинус, тангенс, котангенс, логарифм,

показательная и т. п., для большей части вычислительных машин запрограммированы в виде подпрограмм. Эти подпрограммы хранятся в памяти вычислительной машины, так что программист может установить число на регистре A, передав управление адресу ячейки подпрограммы, которая вычислит функцию, а затем передаст управление главной программе. Такая подпрограмма вычисляет функцию путем разложения ее в ряд. Этот метод используется в связи с тем, что вычислительная машина, как и настольное вычислительное устройство, может выполнять лишь ограниченное число действий. Любой учебник по численному анализу может послужить хорошим пособием для выбора метода решения задачи на цифровой вычислительной машине.

ВСПОМОГАТЕЛЬНЫЕ ТАБЛИЦЫ

Составление программы табулирования для некоторых сложных математических функций — очень трудоемкая операция. В таком случае можно воспользоваться так называемыми «вспомогательными таблицами». Для примера небольшая часть такой таблицы приведена в табл. VI. 16.

Таблица VI. 16

Функция x (пример пользования вспомогательными таблицами)

x	$F(x)$	x	$F(x)$
0	84270	6	86614
1	84681	7	86947
2	85084	8	87333
3	85478	9	87680
4	85865	10	88021
5	86244		

При использовании метода «вспомогательных таблиц» таблица должна храниться в каких-либо определенных ячейках памяти. В данном случае величины функции хранятся в ячейках, начиная с ячейки 1200. Величина x или аргумент определяется и хранится в ячейке 1199 как часть главной программы. Вычисление функции $F(x)$ программируется следующим образом.

В этой программе первые три разряда аргумента x плюс 1200 образуют адрес ячейки, в которой хранится функция. Таким образом, сделав первые три цифры аргумента x частью адреса команды, можно определить табличные величины функции, между которыми находится искомая величина функции. Программа вводится в ячейку 1505 и x засылается в регистр A так, что первые три цифры x появляются в трех крайних справа разрядах. При сложении этой величины с командами, находящимися в ячейках 1502 и 1504, получается команда прибавить функцию $F(x)$ к величине, находящейся в таблице непосредственно ниже x. При сложении этой же величины с величиной команды, находящейся в ячейке 1503, получается команда вычесть функцию $F(x)$ из величины, находящейся в таблице непосредственно выше x. Чтобы вычислить линейной интерполяцией между этими двумя табличными величинами искомую величину функции, устанавливают x на регистре A и сдвигают его влево столько раз, чтобы первые три цифры вышли из регистра A. Оставшееся на регистре число будет коэффициентом интерполяции, на который умножается разность между двумя приведенными в таблице величинами, ближайшими к искомой.

Это произведение прибавляют к ближайшей величине функции, расположенной в таблице ниже x, получая хорошее приближение для значения функции в точке x.

Чтобы повысить точность вычислений, можно ввести в таблицу дополнительные величины. Можно также взять по таблице три ближайшие значения функции, по которым вычислительная машина составит уравнение

Таблица VI. 17

Программа для вычисления $F(x)$ при помощи вспомогательных таблиц

Адрес ячейки, в которой хранится информация	Команды	Адрес ячейки памяти, в которую нужно поместить результат	Объяснение
1199	0010345000		$x = 001{,}0345000$
1200	0842700000		
1201	0846810000		
1202	0850840000		
1203	0854780000		
1204	0858650000		
1205	0862440000		
1206	0866140000		
1207	0869770000		
1208	0873330000		
1209	1876800000		
1210	0880210000		
1500	. . . . .	. . . .	00000001,03
1501	. . . . .	. . . .	4500000000
1502	Очистить, прибавить	1100	
1503	Вычесть	1101	
1504	Прибавить	1100	
1505	Очистить, прибавить	1199	$x = 001{,}0345000$
1506	Сдвинуть вправо	0005	На регистре A находится 00000001,03
1507	Запомнить	1500	
1508	Очистить, прибавить	1199	
1509	Сдвинуть влево	0005	На регистре A находится 4500000000
1510	Запомнить	1500	
1511	Очистить, прибавить	1502	На регистре A: очистить, прибавить 1100
1512	Прибавить	1510	На регистре A находится, очистить, прибавить 1203
1513	Запомнить	1520	Команда найти в таблице первую x
1514	Очистить, прибавить	1503	На регистре A находится, вычесть 1101
1515	Прибавить	1500	На регистре A находится, вычесть 1204
1516	Запомнить	1521	Команда найти в таблице и вычесть вторую x
1517	Очистить, прибавить	1504	На регистре A находится, прибавить 1100
1518	Вычесть	1500	На регистре A находится, прибавить 1203
1519	Запомнить	1523	Команда найти в таблице и вычесть первую x
1520	Останов	1520	Команда из 1513 $F(x) = 0854780000$
1521	Останов	1521	Команда из 1516 $F(x) - F(x)_2 = -0003870000$
1522	Умножить	1501	Интерпретация: $[F(x)_1 - F(x)][F(x)_1 - F(x)_2] = -0001741500$
1523	Останов	1523	Команда из 1519 $F(x) = 0856521500$
1523	Запомнить		

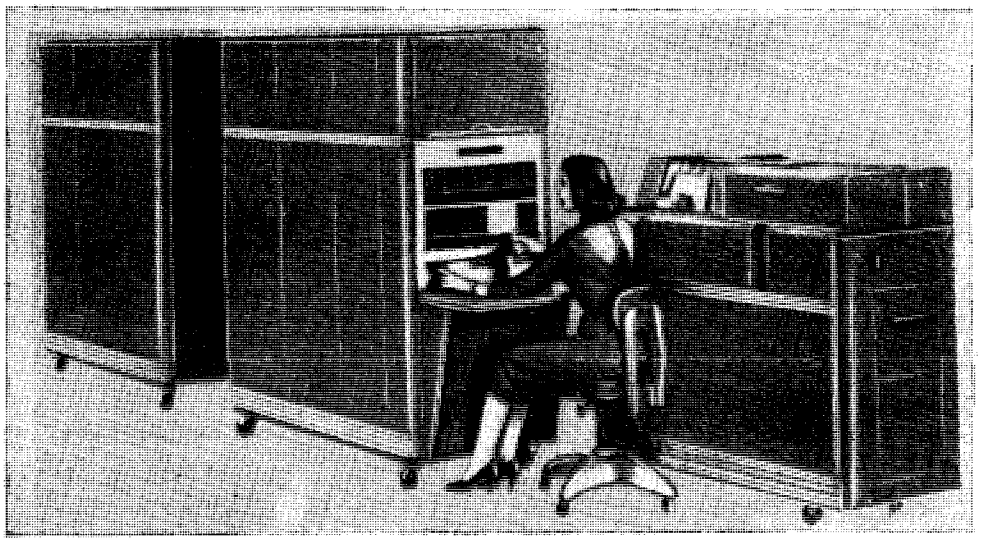


Рис. VI. 76. Электронная вычислительная машина «IBM 650» с вводом программы и данных на магнитный запоминающий барабан состоит из трех элементов. В одном шкафу помещаются вводное и выводное устройство, в двух других — запоминающее и вычислительное устройства. Запоминающее устройство имеет 20000 ячеек.

параболы. Затем это уравнение параболы используется для определения значения функции в точке x.

Широко используются стандартные программы для цифровых вычислительных машин, составленных на основе операторного программирования. Хотя основные принципы программирования одни и те же для всех классов цифровых вычислительных машин, специфические детали программирования могут быть поняты лишь с учетом того, на какой машине работает программист. Использование другой цифровой вычислительной машины заставляет менять и библиотеку стандартных программ, составленную для решения типовых задач.

Типичные из применяемых в настоящее время вычислительных машин показаны на рис. VI. 76 и VI. 77.

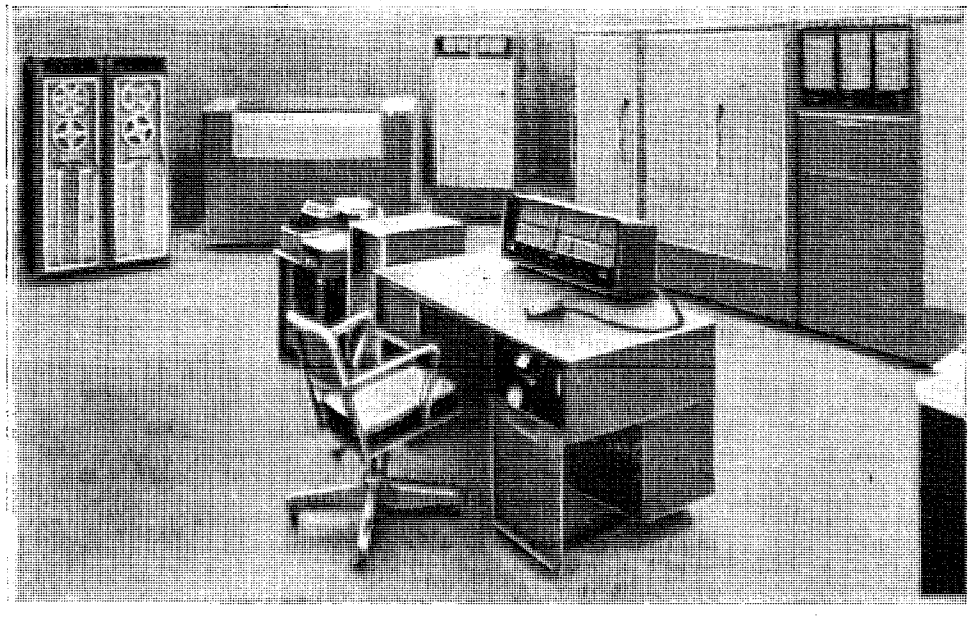


Рис. VI. 77. Счетно-вычислительный центр фирмы «Берроус корпорейшн» с ЭВМ «Дататрон».

ГЛАВА VII

РАСЧЕТЫ РАСХОДА И СЖАТИЯ

Природный газ должен транспортироваться от пласта до самого отдаленного потребителя с максимальной эффективностью.

Техника добычи и транспорта природного газа в Соединенных Штатах достигла высокой ступени развития. В 1956 г. в США было израсходовано около 290 млрд. $м^3$ газа. Бóльшая часть его поступала из нефтегазоносных провинций Юго-Запада в города Севера и Северо-Востока.

Развитие трубопроводного транспорта газа послужило стимулом к изучению параметров, подлежащих учету при проектировании газопроводов, таких, как физические и термодинамические свойства природного газа и влияния этих свойств на его реологическую характеристику.

Целью данной главы является рассмотрение различных уравнений, используемых для характеристики расхода и сжатия природного газа.

§ 1. УРАВНЕНИЕ ДВИЖЕНИЯ

Проблемы эффективного транспорта газа по трубам решаются на основе принципов течения веществ.

В основе расчета течения любого вещества лежит его энергетический баланс между какими-либо двумя сечениями рассматриваемого трубопровода. Хорошо известно, что для преодоления сопротивления, которое встречает на своем пути всякое текущее вещество, необходимо определенное количество энергии. Основной

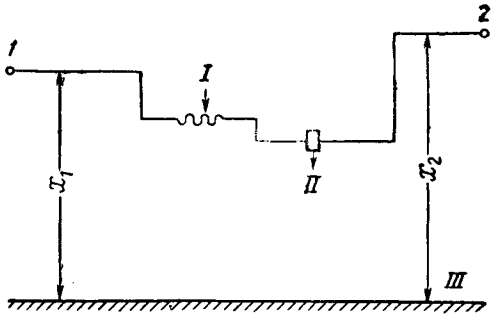


Рис. VII. 1. Система непрерывного потока.
I — теплота q, поглощенная жидкостью; *II* — работа W, произведенная жидкостью; *III* — нулевой уровень.

энергетический баланс процесса, связанного с течением вещества, строится на законе сохранения энергии, который гласит, что энергия флюида, поступающего в трубопровод, за вычетом необратимых потерь энергии в трубопроводе плюс изменение энергии за счет работы флюида, равна энергии его при выходе из трубопровода. Это выражается известным термодинамическим уравнением потока для единицы массы жидкости, движущейся между двумя сечениями (например, *1* и *2* на рис. VII. 1) [VII. 9]:

$$\Delta I + \Delta \frac{v^2}{2g_c} + \frac{g}{g_c}\Delta x = q - A, \qquad \text{(VII. 1)}$$

где $\Delta I = I_2 - I_1$ — приращение энтальпии между начальным и конечным состоянием; $\Delta\frac{v^2}{g_c}$ — разность в кинетической энергии (v — скорость течения продукта); g — ускорение силы тяжести; g_c — переводный коэффициент в $\frac{кг \cdot м}{кГ \cdot м} \cdot \frac{м}{сек^2}$; $\Delta x = x_2 - x_1$ — разность отметок концов расчетного участка трубы; q — тепло, поглощенное системой в окружающей среде; A — работа, произведенная продуктом во время течения.

Это уравнение применимо как для систем с теплообменом, так и для адиабатических процессов ($q = 0$). Однако оно не позволяет установить необратимые потери энергии на трение. Поэтому было предложено другое уравнение, в которое введен член l_w, характеризующий диссипацию энергии за счет трения:

$$\int_1^2 V dp + \Delta \frac{v^2}{2g_c} + \frac{g}{g_c}\Delta x + l_w + A = 0, \qquad \text{(VII. 2)}$$

где V — удельный объем протекающего вещества; p — давление; l_w — энергия, затраченная на преодоление сил трения.

Из этого уравнения видно, что сумма изменений потенциальной энергии сжатия или расширения ($\int V dp$), кинетической энергии ($\Delta v^2/2g_c$), потенциальной энергии положения ($\Delta x g/g_c$), потенциальной энергии l_w, потерянной вследствие необратимостей, и работы A, произведенной текущим продуктом, должна быть равна нулю. Уравнение (VII. 2) не содержит ограничивающих допущений относительно сжатия, кинетики и величин энергии положения; его можно положить в основу вычисления расхода любого флюида, когда поверхностная, электрическая и химическая энергии незначительны.

§ 2. ВЫЧИСЛЕНИЕ СТАТИЧЕСКОГО ЗАБОЙНОГО ДАВЛЕНИЯ В ГАЗОВЫХ СКВАЖИНАХ

Для вычисления запасов и определения продуктивной характеристики газового пласта первостепенное значение имеет определение статического забойного (пластового) давления. Поэтому большое внимание уделяется как измерению этого параметра, так и вычислению его по показателям, определяемым на устье скважины. Так как при прямом измерении статического давления на забое скважин нужны большие затраты времени и средств, предпочитают применять методы вычисления этого давления по данным, измеряемым на поверхности земли. Были разработаны методы расчета, не уступающие по точности современным методам физического измерения [VII. 17, VII. 30, VII. 32, VII. 34].

Все методы расчета основаны на общем уравнении расхода (VII. 2), которое для статического столба газа имеет вид:

$$\int_1^2 V dp + \frac{g}{g_c}\Delta x = 0. \qquad \text{(VII. 3)}$$

Так как численные значения g и g_c равны, то, заменяя V на $znRT/p$ по уравнению (IV. 2) и подставляя $n = 1/29\ \gamma$, получаем

$$\Delta x = \int_1^2 \frac{zRT}{29\gamma p}\, dp. \qquad \text{(VII. 4)}$$

При определенных допущениях уравнение (VII. 4) становится исходным для вывода формул расчета давления на забое газовых скважин. Само собой разумеется, что то уравнение, которое строится на наименьшем числе допущений, будет наиболее точным. Во всех случаях нужно знать четыре параметра: состав газа в скважине, ее глубину, давление на устье и температуру в стволе. Зная состав газа, можно вычислить его псевдокритические свойства, по которым определяется величина используемого в расчетах коэффициента сжимаемости. Часто состав газа неизвестен и псевдокритические свойства приходится определять по его удельному весу (рис. IV. 22).

Зависимость температуры от глубины скважины часто выражается уравнением прямой (рис. I. 32). В этом случае можно показать, что логарифм средней температуры точно соответствует средней температуре, которая должна быть использована для вычисления статического забойного давления.

Запишем зависимость температуры от глубины следующим образом:

$$T = \alpha x + b, \qquad \text{(VII. 5)}$$

$$dT = \alpha dx. \qquad \text{(VII. 6)}$$

Дифференцируя уравнение (VII. 4) и подставляя в него уравнение (VII. 6), получаем

$$\frac{dT}{\alpha T} = \frac{zR}{29\gamma p}\, dp. \qquad \text{(VII. 7)}$$

Интегрируем:

$$\frac{1}{\alpha} \ln \frac{T_2}{T_1} = \int_1^2 \frac{zR}{29\gamma p}\, dp. \qquad \text{(VII. 8)}$$

Поскольку

$$\alpha = \frac{T_2 - T_1}{\Delta x},$$

$$\frac{\Delta x}{(T_2 - T_1)/[ln\,(T_2/T_1)]} = \frac{\Delta x}{T_{1m}} = \int_1^2 \frac{zR}{29\gamma p}\, dp. \qquad \text{(VII. 9)}$$

Уравнение (VII. 4) можно решить, приняв T и z за постоянные средние величины, как это сделано ниже:

$$\frac{\Delta x\, 29\gamma}{T_{ср} z_{ср} R} = \int_1^2 \frac{dp}{p} = \ln \frac{p_2}{p_1}, \qquad \text{(VII. 10)}$$

или

$$\frac{p_2}{p_1} = \exp \frac{29\gamma \Delta x}{T_{ср} z_{ср} R}, \qquad \text{(VII. 11)}$$

или

$$p_2 = p_1 \exp \frac{29\gamma \Delta x}{T_{ср} z_{ср} R}, \qquad \text{(VII. 12)}$$

или

$$p_2 - p_1 = p_1 \left(\exp \frac{29\gamma \Delta x}{T_{ср} z_{ср} R} - 1\right). \qquad \text{(VII. 13)}$$

Роулинс и Шеллхардт (Rowlins and Schellhardt) [VII. 32] использовали уравнение этого вида для температуры 26,7° С применительно к идеальному газу. При промысловых расчетах в соответствии с предложением Рзаса и Катца (Rzasa and Katz) [VII. 34] используют уравнение

$$\Delta p = p_2 - p_1 = p_1 \left(\exp \frac{0{,}03415\gamma x}{T_{ср} z_{ср}} - 1\right), \qquad \text{(VII. 14)}$$

где p_2 — абсолютное забойное давление в $ат$; p_1 — абсолютное давление на устье в $ат$; γ — удельный вес газа относительно воздуха; x — глубина скважины в $м$; $T_{ср}$ — средняя температура в стволе скважины в °К; $z_{ср}$ — коэффициент сжимаемости при средней температуре и давлении в стволе скважины.

При выводе этого уравнения коэффициент сжимаемости и температура принимались постоянными. Уравнение требует вычисления коэффициента сжимаемости методом последовательных приближений, но во многих случаях давление не очень чувствительно к величине последнего. Чтобы получить величину $z_{ср}$, задаются величиной p_2, затем вычисляют p_2. Процедуру повторяют до тех пор, пока величины p_2, предположительно взятая при расчете $z_{ср}$ и вычисленная, не совпадут.

Другой метод, описанный Рзаса и Катцем [VII. 34], основан на предположении о постоянных: среднем давлении, температуре и величине коэффициента сжимаемости по стволу скважины от забоя до устья. Уравнение с теми же параметрами, что и уравнение (VII. 14), имеет вид:

$$\Delta p \left(1 - \frac{0{,}0171 x\gamma}{z_{ср} T_{ср}}\right) = 0{,}03415\, \frac{x\gamma}{z_{ср} T_{ср}}\, p_1. \qquad \text{(VII. 15)}$$

Это уравнение подобно уравнению (VII. 14) решается методом последовательных приближений. Чем меньше взятое приращение глубины, тем больше точность результата. В крайнем случае уравнение (VII. 4) можно интегрировать, используя фактическое соотношение между $T_{ср}$ и глубиной (если оно известно) и предположительно беря величину p в зависимости от x.

[1] $\exp y = e^y$, где e — основание натуральных логарифмов.

Метод, предложенный Фоулером (Fowler) [VII. 17] и Суккаром и Корнеллом (Sukkar and Carnell) [VII. 41], основан на использовании интегрированных величин коэффициента сжимаемости в его зависимости от давления. Это — прямой метод вычисления забойного давления, единственное допущение при котором состоит в том, что средняя температура является постоянной. Используя логарифм средней температуры для тех условий, когда температура изменяется в линейной зависимости от глубины, допущение постоянства температуры можно ограничить величиной, находящейся внутри интеграла. Преобразуя уравнение (VII. 9), получаем

$$\frac{x \cdot 29\gamma}{T_{ср}R} = \frac{0{,}03415x\gamma}{T_{ср}} \int_1^2 \frac{z}{p}\,dp = \int_1^2 \frac{z}{p_r}\,dp_r. \qquad \text{(VII. 16)}$$

Так как

$$\int_{0{,}2}^{p_{r,\,2}} \frac{z}{p_r}\,dp_r - \int_{0{,}2}^{p_{r,\,1}} \frac{z}{p_r}\,dp_r = \int_1^2 \frac{z}{p_r}\,dp_r, \qquad \text{(VII. 17)}$$

$$\int_{0{,}2}^{p_{r,\,2}} \frac{z}{p_r}dp_r = 0{,}03415\,\frac{x\gamma}{T_{ср}} + \int_{0{,}2}^{p_{r,\,1}} \frac{z}{p_r}\,dp_r. \qquad \text{(VII. 18)}$$

Величину члена, соответствующего давлению в насосно-компрессорных трубах на устье скважины,

$$\int_{0{,}2}^{p_{r,\,1}} \frac{z}{p_r}\,dp_r$$

определяют непосредственно из табл. П. 4 по известным приведенной температуре и давлению на устье скважины. Вычисление члена $0{,}03415\ x\gamma/T_{ср}$ трудностей не вызывает. Сумма обоих членов дает величину

$$\int_{0{,}2}^{p_{r,\,2}} \frac{z}{p_r}\,dp_r,$$

соответствующую забойному давлению. Псевдоприведенное забойное давление, соответствующее этой величине, можно определить тогда из табл. П. 4. Умножая это псевдоприведенное давление на псевдокритическое давление, получим статическое забойное давление.

Пример

Вычислить статическое забойное давление в газовой скважине глубиной 1765 *м*. Удельный вес газа относительно воздуха 0,600, абсолютное давление на устье скважины 161,7 *ат*. Средняя температура в колонне насосно-компрессорных труб 47,2° С.

По рис. IV. 22 $T_{ск} = 199°$ К.

Абсолютное давление $p_{ск} = 47{,}2$ *ат*,

$$T_r = \frac{T}{T_{ск}} = \frac{47{,}2 \times 273{,}2}{199} = 1{,}61,$$

$$p_{r,\,1} = \frac{p}{p_c} = \frac{161{,}7}{47{,}2} = 3{,}426.$$

Из табл. П. 4 для этих значений $p_{r,\,1}$ и T_2

$$\int_{0{,}2}^{p_{r,\,1}} \frac{z}{p_r}\,dp_r = 2{,}629,$$

$$\frac{0{,}03415\gamma x}{T_{ср}} = \frac{0{,}03415 \times 1766 \times 0{,}600}{273{,}2+47{,}2}$$

По уравнению (VII. 18)

$$\int_{0{,}2}^{p_{r,\,2}} \frac{z}{p_r}\,dp_r = 2{,}629 + 0{,}113 = 2{,}742.$$

По табл. П.4 2,742 при $T_r = 1{,}610$ соответствует $p_{r,\,2} = 3{,}918$.

Отсюда абсолютное давление

$$p_2 = 3{,}918 \times 47{,}2 = 184{,}9\ ат.$$

Метод Фоулера (Fowler) обеспечивает прямой точный расчет статического забойного давления в газовой скважине.

Решение по уравнению (VII. 14)

$$p_2 - 161{,}7 = 161{,}7\left(\exp\frac{0{,}03415 \times 0{,}6 \times 1766}{320{,}4z_{ср}} - 1\right).$$

Предположим, что абсолютное давление $p_2 = 176$ *ат*, тогда абсолютное давление $p_{ср} = 168$ *ат*,

$$p_r = \frac{168}{47{,}2} = 3{,}56,$$

$$T_r = \frac{320{,}4}{199} = 1{,}610,\ z_{ср\,1} = 0{,}822,$$

$$p_2 - 161{,}7 = 161{,}7\left(\exp\frac{0{,}1128}{z_{ср\,1}} - 1\right) =$$

$$= 161{,}7\,(\exp 0{,}137 - 1).$$

По таблицам находим, что $e^{0{,}137} = 1{,}147$.

Тогда абсолютное $p_2 - 161{,}7 = 161{,}7\,(1{,}147 - 1) = 23{,}7$ *ат*, абсолютное $p_2 = 185{,}4$ *ат*.

Вторая попытка

Абсолютное $p_{ср} = 173$ *ат*; $p_r = 3{,}67$; $z_{ср} = 0{,}822$.

Величина $z_{ср}$ не изменилась; следовательно, достаточно первой попытки.

Решение по уравнению (VII. 15)

$$\Delta p\left(1 - \frac{0{,}0171\gamma x}{T_{ср}z_{ср}}\right) = 0{,}03415\,\frac{x\gamma}{T_{ср}z_{ср}}\,p_1.$$

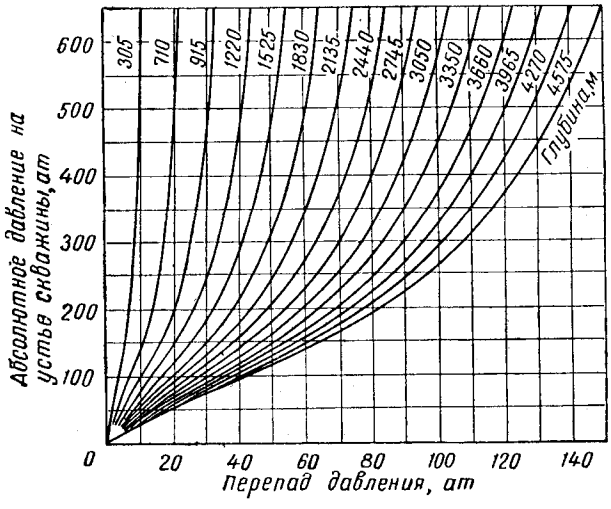


Рис. VII. 2. Градиенты давления в газовых скважинах [VII. 34].

Вычисляем

$$\frac{0{,}03415x\gamma}{T_{ср}z_{ср}} = \frac{0{,}03415 \times 0{,}6 \times 1766}{320{,}4 \times 0{,}822} = 0{,}137,$$

$$\Delta p\left(1 - \frac{0{,}137}{2}\right) = 0{,}137 \times 161{,}7,$$

$$\left(\Delta p_{абс} = \frac{0{,}137 \times 161{,}7}{0{,}9315} = 0{,}147\right) 161{,}7 = 23{,}7 \text{ ат}.$$

График вычисленных градиентов давления в газовой скважине для газа относительного удельного веса 0,7 и типовой взаимозависимости между глубиной, давлением и температурой [VII. 34] представлен на рис. VII. 2.

Для неглубоко залегающих пластов, где коэффициент сжимаемости имеет относительно небольшое значение, Δp можно выразить в соответствии с уравнением (VII. 14) в следующей форме:

$$p_2 = p_1 \exp c = p_1 c''. \qquad \text{(VII. 19)}$$

Например, для скважины глубиной 365 *м*, заполненной газом удельного веса 0,62, при средней температуре 12,8° С уравнение приобретает следующий вид:

$$p_2 = p_1 \exp \frac{0{,}03415 \times 0{,}62 \times 365}{286} =$$

$$= p_1 \exp 0{,}0271 = 1{,}028\ p_1. \qquad \text{(VII. 20)}$$

§ 3. ТРЕНИЕ В ТРУБАХ

Член l_w в уравнении (VII. 2) характеризует диссипацию энергии, вызванную необратимостями движущегося потока. В случае однофазного потока, каким является поток газа в трубопроводе, к этим необратимостям относятся в первую очередь потери от трения — как внутренние потери вследствие эффектов вязкости, так и потери, связанные с шероховатостью внутренних стенок труб.

За исключением ламинарного потока, потери энергии l_w в реальных системах нельзя предсказать теоретически. Но их можно определить путем эксперимента и затем выразить как функцию от какого-либо из параметров потока. Такой корреляцией является известное уравнение

$$l_w = \int_1^2 \frac{fv^2}{2g_c D}\, dL = \frac{fv^2 L}{2g_c D}, \qquad \text{(VII. 21)}$$

где коэффициент f является безразмерной коррелятивной функцией (коэффициентом трения). Произведя размерный анализ, можно показать, что коэффициент трения f является функцией числа Рейнольдса $vρd/μ$ и относительной шероховатости e/d, которая представляет

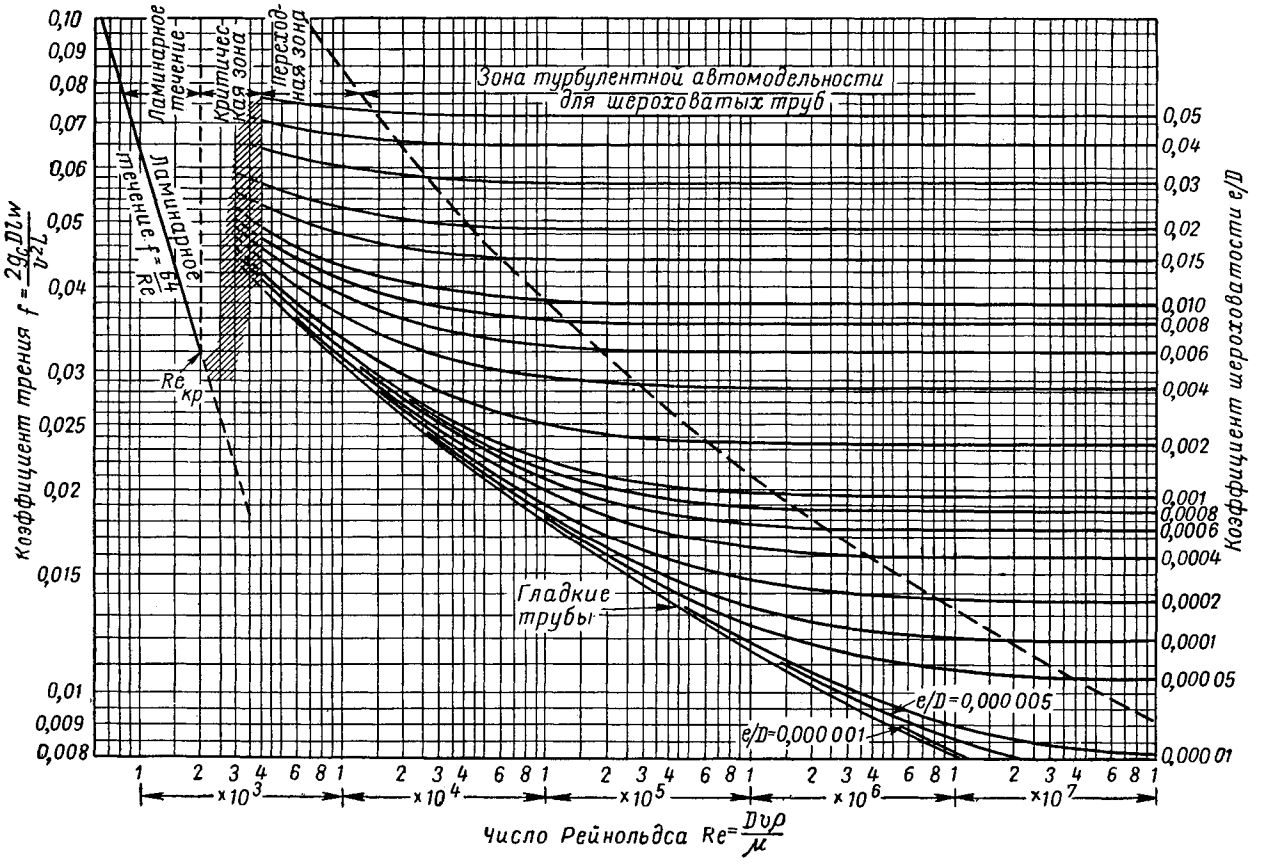


Рис. VII. 3. Коэффициент трения для потока жидкостей в трубе [VII. 25].

собой отношение абсолютной шероховатости к диаметру трубы. Под абсолютной шероховатостью понимается расстояние от вершин до впадин неровностей на поверхности стенки трубы. График на рис. VII. 3 показывает f как функцию числа Рейнольдса и относительной шероховатости, установленную Мууди [VII. 25]. Весьма часто применяют коэффициент трения Фаннинга, $f' = f/4$. Число Рейнольдса Re является безразмерной величиной [1], но его можно выразить через параметры, применяемые при технических расчетах:

$$\mathrm{Re} = \frac{v\rho d}{\mu} = 1{,}79\,\frac{Q\gamma}{\mu d}, \quad \text{(VII. 22)}$$

где Q — расход газа в *м³/сутки* при 15,6° С и 760 *мм рт. ст.*; γ — удельный вес газа относительно воздуха; d — диаметр трубы в *см*; μ — вязкость газа в *спз*.

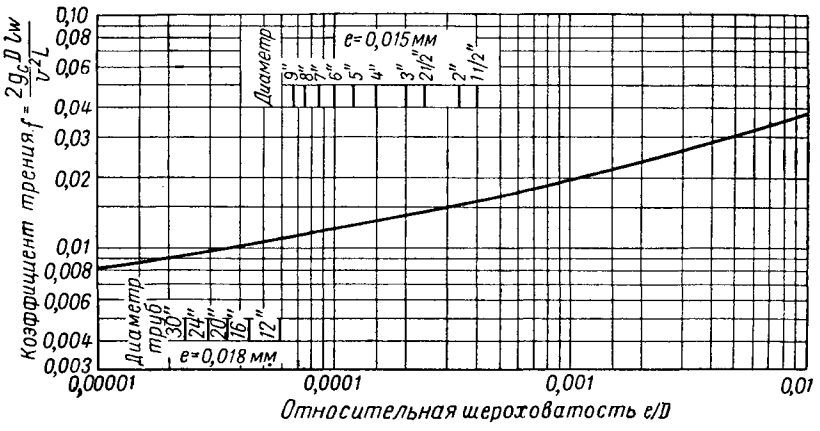


Рис. VII. 4. Коэффициент трения для области автомодельной турбулентности.

Характер потока газа или жидкости может изменяться от ламинарного до турбулентного (рис. VII. 3). При числе Рейнольдса до 2100 поток имеет ламинарный характер, при котором $f = 64/\mathrm{Re}$, что является уравнением прямой линии, показанной на рис. VII. 3. Следует отметить, что при ламинарном режиме течения коэффициент f не зависит от шероховатости трубы. Неподвижная пленка на поверхности трубы доводит до минимума ее шероховатость и сопротивление течению порождается в первую очередь внутренним сопротивлением сдвигу, т. е. вязкостью жидкости. Для чисел Рейнольдса от 2100 до 4000 поток находится в неустойчивой области, заштрихованной на рис. VII. 3. При числах Рейнольдса свыше 4000 поток уже частично турбулентен и по своему характеру относится к переходной зоне режима течения. В этой области проявляется влияние относительной шероховатости, а эффект вязкости становится менее значительным. В этой переходной зоне (рис. VII. 3) коэффициент f выражается эмпирическим уравнением, предложенным Коулбруком (Colebrooc) [VII. 11]:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 2\log\frac{D}{e} + 1{,}14 - 2\log\times$$

$$\times\left(1 + 9{,}34\,\frac{D/e}{\mathrm{Re}\sqrt{f}}\right). \quad \text{(VII. 23)}$$

Смит (Smith) и его сотрудники [VII. 36, VII. 37, VII. 38] на основе тщательно поставленных экспериментов показали, что в действительности коэффициенты гидравлического сопротивления в переходной зоне имеют значения между вычисленными по эмпирическим уравнениям Коулбрука [VII. 11] и Никурадзе (Nikuradse) [VII. 28]. Последнее получено на основе опытов с трубами, которым при помощи песка с одинаковым размером частиц была искусственно придана шероховатость. В соответствии с исследованиями Смита использование уравнения Коулбрука для определения f в переходной области занижает результаты расчета.

При турбулентном потоке в гладкой трубе, т. е. в трубе с нулевой шероховатостью, коэффициент f

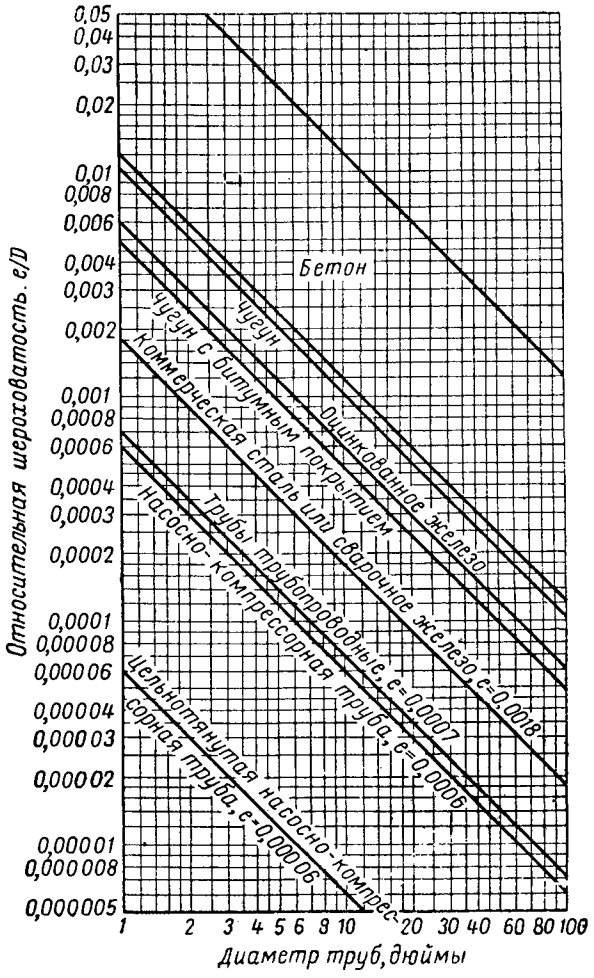


Рис. VII. 5. Коэффициент шероховатости различных труб [VII. 25].

[1] В безразмерном виде $\mathrm{Re} = \frac{D(м)\ v\ (м/сек)\ \rho\ (кг/м^3)}{\mu}$; μ в *г/см · сек* = 100 *спз*.

(рис. VII. 3) для всего диапазона чисел Рейнольдса может быть выражен следующим соотношением [VII. 28]:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 2\log\left(\mathrm{Re}\sqrt{f}\right) - 0{,}80. \qquad \text{(VII. 24)}$$

Если поток газа движется при высоких перепадах давления и при больших числах Рейнольдса становится полностью турбулентным, т. е. вступает в зону квадратичного закона сопротивления, f перестает быть функцией числа Рейнольдса, а становится функцией одной лишь относительной шероховатости e/D. Это показано на рис. VII. 3, где линии коэффициента f при высоких значениях числа Рейнольдса становятся горизонтальными. Изменение f как функции одной лишь относительной шероховатости e/D показано на рис. VII. 4. Для режима автомодельной турбулентности коэффициент f выражается уравнением, которое было экспериментально получено Никурадзе (Nikuradse) [VII. 28]:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 2\log\frac{D}{e} + 1{,}14. \qquad \text{(VII. 25)}$$

На рис. VII. 5 показана диаграмма зависимости относительной шероховатости e/D от диаметра D и абсолютной шероховатости e для труб различных типов [VII. 25]. Абсолютную шероховатость лучше всего определять путем анализа экспериментально установленных величин расхода. Смит (Smith) и его сотрудники [VII. 37, VII. 38] обобщили на основе результатов соответственных экспериментов и по имеющимся в литературе данным величины абсолютной шероховатости внутренней поверхности стенок газопроводов, колонн насосно-компрессорных труб в газовых скважинах и экспериментальных трубопроводов (табл. VII. 1). Эти данные относятся только к стальным трубам.

Для турбулентного потока в трубопроводе с шероховатой внутренней поверхностью стенок труб наличие жидкости в количестве, достаточном для увлажнения стенки трубы, способно увеличить его пропускную способность. Однако для ламинарного потока наличие пленки жидкости приведет к снижению пропускной способности трубопровода, поскольку вязкость жидкости в поверхностном слое выше вязкости газа при сухой трубе.

Таблица VII. 1

Величины шероховатости внутренней поверхности стенок газопроводов

Литература	Газопроводы	Диаметр, дюймы (*мм*)	Абсолютная шероховатость e, *мм*
Смит (Smith) [VII. 38]	Магистральные газопроводы (в среднем)	(254—660) (31,8—177,8)	0,0178
Смит (Smith) [VII. 37]	Для газовых скважин	$1^1/_4$—7 (31,8—219,1)	0,0165
Каллендер (Cullender) [VII. 13]	То же	$1^1/_4$—$8^5/_8$	0,0152
Смит (Smith) [VII. 38]	Экспериментальные трубопроводы	2—8 (50,8—203,2)	0,0140—0,0483

§ 4. РАСЧЕТ ПРОПУСКНОЙ СПОСОБНОСТИ ГАЗОПРОВОДОВ

Расчет пропускной способности магистральных газопроводов и давления в них производится по соответствующим формулам. На первом этапе развития газовой промышленности давление в трубопроводах было невелико и для расчета вполне достаточно было простых уравнений. Однако впоследствии, когда увеличение спроса на газ привело к повышению давления в газопроводах, были предложены другие, более сложные уравнения.

Как уже указывалось, все уравнения расхода сред, связанные с определением потерь на трение, основываются на уравнении (VII. 2). Когда речь идет о транспортировке природного газа, для вывода уравнений расхода обычно делают следующие допущения.

1. Изменение кинетической энергии невелико и им можно пренебречь. При этом допущении уравнение (VII. 2) приобретает следующий вид:

$$\int_1^2 V\,dp + \frac{g}{g_c}\Delta x + l_w + A = 0. \qquad \text{(VII. 26)}$$

2. Течение стационарное и изотермическое.
3. Поток является горизонтальным.
4. Газ в потоке не производит работу.

При этих допущениях уравнение (VII. 2) сводится к уравнению

$$\int_1^2 V\,dp + l_w = 0. \qquad \text{(VII. 27)}$$

Подставляя значение l_w из (VII. 21) в (VII. 27), получаем

$$\int_1^2 V\,dp + \int_1^2 \frac{fv^2}{2g_c D}\,dL = 0. \qquad \text{(VII. 28)}$$

Применяя различные допущения, уравнение (VII. 28) можно превратить в исходное для вывода уравнения расхода при дальнем транспорте природного газа.

Одним из первых уравнений подобного рода была формула Веймаута (Weymouth) [VII. 42], ныне видоизмененная путем включения коэффициента сверхсжимаемости [VII. 9]:

$$Q = 0{,}0151\,\frac{T_0}{p_0}\left[\frac{\left(p_1^2 - p_2^2\right)d^5}{\gamma T L f z_a}\right]^{0{,}5}, \qquad \text{(VII. 29)}$$

где Q — расход газа, замеренный при T_0 и p_0, в *м*³/*ч*; L — длина газопровода в *км*; d — внутренний диаметр в *см*; p — абсолютное давление в *ат*; γ — относительный удельный вес газа (воздух = 1); T — средняя температура в газопроводе в °К; z_a — средний коэффициент сжимаемости (в первоначальном уравнении Веймаута $z_a = 1$); f — коэффициент трения; определяется по рис. VII. 3 или VII. 4.

Веймаут принял, что f изменяется в зависимости от диаметра:

$$f = \frac{0{,}0436}{d^{1/3}}, \qquad \text{(VII. 30)}$$

где d в *см*.

Тогда уравнение (VII. 29) приобретает следующий вид:

$$Q = 0{,}0724 \frac{T_0}{p_0} \left[\frac{\left(p_1^2 - p_2^2\right) d^{5/3}}{\gamma T L z_a} \right]^{0{,}5}. \quad \text{(VII. 31)}$$

В другом уравнении [формула фирмы «Панхендл» (Panhandle)] исходят из того, что f изменяется следующим образом:

$$\frac{1}{f} = 100{,}3 \left(\frac{\gamma Q}{d} \right)^{0{,}1461}, \quad \text{(VII. 32)}$$

что дает

$$Q = 1{,}912 E \left(\frac{T_0}{p_0} \right)^{1{,}07881} \left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right)^{0{,}5394} \times$$

$$\times \left(\frac{1}{T} \right)^{0{,}5394} \left(\frac{1}{\gamma} \right)^{0\,4606} d^{2{,}6182}, \quad \text{(VII. 33)}$$

где E — коэффициент использования пропускной способности газопровода (в среднем 0,92); L — длина трубопровода в *км*; T — средняя температура движущегося газа в °К; p — абсолютное давление в *ат*.

Формула расхода, предложенная фирмой «Форд, Бекон и Дэвис» для расчета трубопроводов, выражается уравнением

$$Q = 47{,}1 EMN d^{2{,}625} \left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right)^{0{,}541}, \quad \text{(VII. 34)}$$

где Q — расход газа, измеренный при p_0 и T_0 в *м³/сутки*; E — коэффициент использования пропускной способности газопровода (принимается за 94%); d — внутренний диаметр трубопровода в *см*; p_1 — абсолютное давление на входе в газопровод в *ат*; p_2 — абсолютное давление на выходе из газопровода в *ат*; L — длина газопровода в *км*; M — коэффициент пересчета измерений к «нормальным» условиям:

$$M = \frac{1{,}033}{p_0} \cdot \frac{T_0}{288{,}8};$$

p_0 — иормальное абсолютное давление в *ат*; T_0 — нормальная температура в °К; N — коэффициент, учитывающий свойства газа,

$$N = B^{0{,}54} \left(\frac{0{,}6}{\gamma} \right)^{0{,}46} \left(\frac{0{,}0104}{\mu} \right)^{0{,}08} \left(\frac{288{,}8}{T} \right)^{0{,}54}.$$

Здесь $B = 1/z$ или 1 плюс отклонение от закона Бойля при среднем давлении; γ — удельный вес газа относительно воздуха; μ — вязкость в *спз*; T — температура движущегося газа в °К.

Уравнение (VII. 34) действительно для газопроводов диаметром 152—610 *мм*. Для газопроводов диаметром 762 *мм* константа становится равной 46,2.

Кроме формул Веймаута, Панхендла и фирмы «Форд, Бекон и Дэвис», было выведено и много других [VII. 23], как, например, формула Кокса и Питтсбурга (Cox and Pittsburgh). Ханна и Шумахер (Hanna and Schomaker) [VII. 20] предложили пересмотренную формулу Панхендла, включающую найденные Американской газовой ассоциацией величины коэффициента сверх сжимаемости природного газа.

Уравнение расхода, предложенное Клайндинстом (Clinedinst) [VII. 10], построено на строгом учете отклонения природного газа от идеального состояния. Это уравнение является результатом интегрирования уравнения [VII. 28]. При этом вводятся лишь те допущения, которые были сделаны при построении уравнения (VII. 28):

$$Q = 0{,}5138 \frac{z_0 T_0 p_c}{p_0} \left[\frac{D^5}{\gamma T L f} \left(\int_0^{p_{r,1}} \frac{p_r}{z} dp_r - \int_0^{p_{r,2}} \frac{p_r}{z} dp_r \right) \right]^{0{,}5}, \quad \text{(VII. 35)}$$

где Q — объемная скорость газа в *м³/сутки*; p_c — псевдокритическое абсолютное давление в *ат*; D — внутренний диаметр трубопровода в *см*; L — длина трубопровода в *км*; T — температура движущегося газа в °К; γ — удельный вес газа относительно воздуха; z_0 — коэффициент сжимаемости при T_0 и p_0, обычно принимаемый за 1,0; p_r — псевдоприведенное давление.

Величины интегральных функций

$$\int_0^{p_r} \frac{p_r}{z} dp_r$$

берутся по табл. П. 6.

Применение уравнения Клайидинста лучше всего пояснить следующим примером.

Пример

Трубопровод длиной 161 *км* имеет внутренний диаметр 34 *см*. Абсолютное давление на входе в газопровод равно 91,4 *ат*, а в конце газопровода 21,1 *ат*. Температура транспортируемого газа равна 4,5° С, состав его таков:

	% мол.
Метан	75
Этан	21
Пропан	4
	100

Необходимо вычислить объемный расход при абсолютном давлении, равном 1,033 *ат*, и температуре 15,6° С.

Решение

Расчет псевдокритического и псевдоприведенного параметров

Компонент	Состав, *моль n*	Молекулярный вес	Число *кмоль*	Абсолютное значение p_c	Абсолютное давление, $p_c n$, *ат*	T_c, °К	$n T_c$, °К
Метан	0,75	16	12,0	47,31	35,50	190,4	142,8
Этан	0,21	30	6,2	49,77	10,40	305,4	64,2
Пропан	0,04	44	1,7	43,38	1,76	370,0	14,5
			19,9		47,66		221,5

$$\gamma = 0{,}686,$$

$$p_{r,1} = \frac{91{,}4}{47{,}66} = 1{,}91,$$

$$p_{r,2} = \frac{21{,}1}{47{,}66} = 0{,}44,$$

$$T_r = \frac{273{,}2 + 4{,}5}{221{,}5} = 1{,}25.$$

Интегральные члены (из табл. П. 6) равны

$$\int_0^{1,91} \frac{p_r}{z}\,dp_r = 2{,}43, \qquad \int_0^{0,44} \frac{p_r}{z}\,dp_r = 0{,}10.$$

При шероховатости в 0,0152 *мм* e/D=0,000045, из рис. VII. 4 для квадратичного режима движения равен $f = 0{,}0104$.

Тогда по уравнению (VII. 35)

$$Q = \frac{0{,}5138 \times 1{,}000 \times 288{,}8 \times 47{,}66}{1{,}033} \times$$

$$\times \left[\frac{34^5}{0{,}686 \times 277{,}7 \times 161 \times 0{,}0104}(2{,}43 - 0{,}1)\right]^{0{,}5} =$$

$$= 3935 \text{ тыс. } м^3/сутки.$$

На практике профили трасс магистральных газопроводов часто значительно отклоняются от горизонтали. При сохранении всех ранее сделанных допущений, за исключением горизонтальности потока, уравнение (VII. 2) будет иметь следующий вид:

$$\int_1^2 V\,dp + \frac{g}{g_c}\,\Delta x + \int_1^2 \frac{fv^2}{2g_c D}\,dL = 0. \qquad \text{(VII. 36)}$$

Это уравнение является исходным для любых расчетов расхода, при которых учитывается разность отметок высот отдельных точек по трассе трубопровода.

Одно из таких уравнений было предложено Фергюсоном (Ferguson) [VII. 16]. Впоследствии в него был введен член, вносящий поправку на сверхсжимаемость газа:

$$Q = 0{,}0151\,\frac{T_0}{p_0}\left[\frac{\left(p_1^2 - e^S p_2^2\right) d^5}{\gamma T_a f z_a L_e}\right]^{0{,}5}, \qquad \text{(VII. 37)}$$

где $e = 2{,}7183$; d — внутренний диаметр труб в *см*; Q — расход газа в $м^3/ч$, приведенный к T_0 и p_0; p — абсолютное давление в *ат*; γ — удельный вес газа относительно воздуха; T_a — средняя температура в газопроводе в °К; z_a — средний коэффициент сжимаемости; $S = 0{,}0683\,\gamma\, x/T_a\, z_a$; x — разность отметок высот в *м* (x — положительная величина, если конечная точка участка выше начальной); L_e — эффективная длина трубопровода в *км*.

Эффективная длина трубопровода L_e зависит от профиля его трассы между станциями замера давления. При одиородном уклоне

$$L_e = \frac{e^S - 1}{S} L = JL, \qquad \text{(VII. 38)}$$

где

$$J = (e^S - 1)/S.$$

Если уклон неоднороден, профиль следует разделить на участки с почти постоянным уклоном. Тогда эффективная длина вычисляется следующим образом:

$$L_e = L_1 J_1 + L_2 e^{S_1} J_2 + L_3 e^{S_2} J_3 + \ldots + L_n e^{S_{n-1}} J_n, \qquad \text{(VII. 39)}$$

где $J_1, J_2, J_3, \ldots, J_n$ вычисляются с учетом увеличения или уменьшения высот на участках L_1, L_2, L_3 и т. д., а $e^{S_1}, e^{S_2}, e^{S_3}, \ldots, e^{S_{n-1}}$ вычисляются по разности высот начальиого пункта газопровода и конца участков $L_1, L_2, L_3, \ldots, L_{n-1}$.

Повышение потребности в газе, вызывающее расширение газопроводной сети и строительство параллельных «ниток» газопроводов с целью увеличения их пропускной способности, требует вывода уравнений, необходимых для расчетов сложных трубопроводов. Джонсон и Бервальд (Johnson and Berwald) [VII. 23] предложили такие уравнения, основанные на формуле Веймаута, в которой коэффициент f был выражен в виде экспоненциальной функции внутреннего диаметра труб. Недавно Смит (Smith) и его сотрудники [VII. 38] вывели уравнения, в которых коэффициент f не выражен в единицах определяющих его параметров.

При выводе специальных уравнений, используемых при расчете сложных трубопроводных систем, пересчитывают различные по протяженности и диаметрам участки трубопроводной системы в эквивалентные величины протяженности участков равного диаметра или в эквивалентные величины диаметров участков равной протяженности.

Для случая, когда пропускная способность, перепад давлений, температура, удельный вес и сверхсжимаемость газа для двух различных трубопроводов равны, соотношение между диаметром и протяженностью трубопроводов выражается следующим образом:

$$L_1 = \frac{f_2}{f_1}\left(\frac{d_1}{d_2}\right)^5 L_2 \qquad \text{(VII. 40)}$$

или

$$d_1 = \left(\frac{f_1}{f_2}\,\frac{L_1}{L_2}\right)^{1/5} d_2, \qquad \text{(VII. 41)}$$

где L_1 — длина трубы диаметром d_1 (коэффициент f_1), эквивалентная длине L_2 трубы диаметром d_2 (коэффициент f_2) или где d_1 — диаметр трубы длиной L_1 (коэффициент f_1), эквивалентный диаметру d_2 трубы длиной L_2 (коэффициент f_2).

Пропускную способность параллельных трубопроводов получают сложением расхода в каждом отдельном трубопроводе и объединением подобных членов:

$$Q = 0{,}0151\,\frac{T_0}{p_0}\left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{\gamma T L z}\right)^{0{,}5}\left(\frac{d_1^{2{,}5}}{f_1^{0{,}5}} + \frac{d_2^{2{,}5}}{f_2^{0{,}5}} + \right.$$

$$\left. + \frac{d_3^{2{,}5}}{f_3^{0{,}5}} + \ldots + \frac{d_n^{2{,}5}}{f_n^{0{,}5}}\right), \qquad \text{(VII. 42)}$$

где $d_1, d_2, \ldots, d_n$ — внутренние диаметры отдельных трубопроводов, имеющих коэффициеиты трения $f_1, f_2, \ldots, f_n$.

Диаметр d_0 одиой «нитки», имеющей такую же пропускную способность, что и комплекс параллельных трубопроводов, выражается уравнениями

$$\frac{d_0^{2{,}5}}{f_0^{0{,}5}} = \frac{d_1^{2{,}5}}{f_1^{0{,}5}} + \frac{d_2^{2{,}5}}{f_2^{0{,}5}} + \ldots + \frac{d_n^{2{,}5}}{f_n^{0{,}5}} \qquad \text{(VII. 43)}$$

или

$$d_0 = \left[\left(\frac{f_0}{f_1}\right)^{0{,}5} d_1^{2{,}5} + \left(\frac{f_0}{f_2}\right)^{0{,}5} d_2^{2{,}5} + \ldots + \right.$$

$$\left. + \left(\frac{f_0}{f_n}\right)^{0{,}5} d_n^{2{,}5}\right]^{0{,}4}. \qquad \text{(VII. 44)}$$

Почти всегда при проектировании сложных транспортных систем параллельные трубопроводы предусматриваются не по всей длине, а на отдельных участках. Были выведены уравнения, позволяющие определить диаметр трубы, которую необходимо проложить параллельно первоначальной по всей ее длине или на отдельных участках, чтобы получить необходимое повышение пропускной способности системы. Эти уравнения были построены, исходя из предположения, что после строительства параллельного трубопровода температура, удельный вес газа, средний коэффициент сверхсжимаемости и давление на входе и выходе основной нитки остаются такими же, какими они были до строительства параллельного трубопровода.

Следующее уравнение показывает, на какой части общей длины первоначального трубопровода необходимо построить параллельную нитку, чтобы увеличить пропускную способность на заданную величину:

$$Y = \frac{(Q_0/Q_L)^2 - 1}{1/(1+W)^2 - 1}, \qquad \text{(VII. 45)}$$

где Y — длина части основного трубопровода, вдоль которой должен быть построен параллельный трубопровод (считая с конца трубопровода); Q_0 — пропускная способность системы до сооружения параллельного трубопровода; Q_L — то же после сооружения параллельного трубопровода;

$$W = \left(\frac{d_2}{d_1}\right)^{2,5} \left(\frac{f_1}{f_2}\right)^{0,5}, \qquad \text{(VII. 46)}$$

где d_1 и d_2 — внутреиний диаметр основного и параллельного трубопроводов соответственно; f_1 и f_2 — коэффициент гидравлического сопротивления основного и параллельного трубопроводов соответственно.

Уравнение (VII. 46) можно преобразовать несколькими различными способами, например, взяв расход в системе после сооружения параллельной нитки как зависимую переменную или же выразив как зависимую переменную W:

$$Q_L = \frac{Q_0}{\{Y[1/(1+W)^2 - 1] + 1\}^{0,5}}, \qquad \text{(VII. 47)}$$

$$W = \left[\frac{Y}{(Q_0/Q_L)^2 - 1 + Y}\right]^{0,5} - 1. \qquad \text{(VII. 48)}$$

Если $Y = 1$, т. е. параллельный трубопровод построен вдоль первоначального по всей его длине:

$$W = \frac{Q_L}{Q_0} - 1. \qquad \text{(VII. 49)}$$

Если диаметр и коэффициент f параллельного и основного трубопроводов равны, $W = 1$. При этом

$$Y = \frac{4}{3}\left[1 - \left(\frac{Q_0}{Q_L}\right)^2\right] \qquad \text{(VII. 50)}$$

и

$$\frac{Q_L}{Q_0} = \frac{2}{(4 - 3Y)^{0,5}}. \qquad \text{(VII. 51)}$$

Уравнение (VII. 45) представлено графически на рис. VII. 6. Применение этого графика существенно уменьшает затраты времени на расчет и проектирование сложных трубопроводных систем. Кроме того, по кривым ясно видна зависимость между переменными. Если $W = \infty$, то длина Y равна минимальной длине трубопровода, которую необходимо «перекрыть» параллельным трубопроводом для обеспечения повышения пропускной способности. При $W = 1$ параллельный трубопровод имеет такие же диаметр и коэффициент f, что и

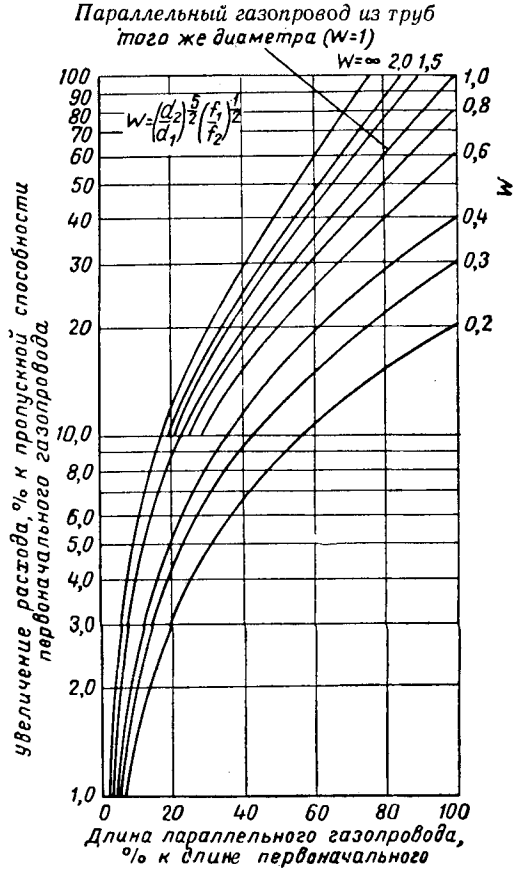


Рис. VII. 6. Расчет параллельных трубопроводов [VII. 38].

основной. При небольшом диаметре параллельного трубопровода длина его для обеспечения одинакового увеличения пропускной способностн должна быть значительно больше, чем это было бы необходнмо прн большем диаметре параллельной ниткн. Однако по мере дальнейшего увеличения диаметра параллельного трубопровода соответствующее уменьшение ее протяженности становится менее значительным.

§ 5. ЕМКОСТЬ ГАЗОПРОВОДОВ

Магистральный газопровод одновременно является газохранилищем. Веймаут (Weymouth) определил аккумулирующую способность газопровода как разность между количествами находящегося в нем газа при минимальном и максимальном отборах из него. В первом случае для сохранения неизменной подачи газа давление на выходе газопровода увелнчивается до максимума. Аналогично этому при максимальном отборе газа из него для сохранения неизменной подачи газа в линию требуется минимальное давление. На основе этого определения аккумулирующей способности газопровода и уравнения Клайндинста (Clinedinst) можно вывести формулу, учитывающую изменение сверхсжимаемости газа в зависимости от давления [VII. 29]. Объем газа в газопроводе в условиях изотермического потока тогда составляет

$$V_0 = \frac{FLz_0T_0p_c}{p_0T}\,\frac{\int_0^{p_{r,1}}(p_r/z)^2dp_r - \int_0^{p_{r,1}}(p_r/z)\,dp_r - \int_0^{p_{r,2}}(p_r/z)^2dp_r}{-\int_0^{p_{r,2}}(p_r/z)dp_r}, \qquad \text{(VII. 52)}$$

где V_0 — объем газа в трубопроводе, приведенный к T_0 и p_0, в $м^3$; F — площадь поперечного сечения труб в $м^2$; L — длина труб в $м$; T — температура в °К; p_c — абсолютное псевдокритическое давление газа в $ат$; p_0 — абсолютное стандартное давление в $ат$; T_0 — стандартная температура в °К.

Величины интегралов

$$\int_0^{p_r}\left(\frac{p_r}{z}\right)^2 dp_r \quad \text{и} \quad \int_0^{p_r}\frac{p_r}{z}\,dp_r$$

можно взять из табл. П. 7 и П. 6 соответственно.

Приращения температуры и давления в таблицах достаточно малы, чтобы обеспечить возможность линейной интерполяции (VII. 52). Ниже приведен расчет емкости газопровода, как газохранилища.

Пример

Трубопровод — тот же, что и в предыдущем примере. Какова его аккумулирующая способность в $м^3$ газа, приведенного к температуре 15,6° С и абсолютному давлению 1,033 $ат$, если абсолютное давление в конечном пункте газопровода составляет при максимальном отборе 21,1 $ат$ и минимальном 70,3 $ат$?

Решение

Условия здесь такие же, что и в задаче на определение расхода, за исключением следующего.

Условия минимального отбора из газопровода:

абсолютное $p_1 = 91{,}4$ $ат$, абсолютное $p_2 = 70{,}3$ $ат$; $p_{r1} = 1{,}91$, $p_{r2} = 1{,}47$.

Условия максимального отбора из газопровода:

абсолютное $p_1 = 91{,}4$ $ат$, абсолютное $p_2 = 21{,}1$ $ат$; $p_{r1} = 1{,}91$, $p_{r2} = 0{,}44$.

Интегралы находят по табл. П. 6 и П. 7:

$$\left[\int_0^{1{,}91}\frac{p_r}{z}\,dp_r\right]_{T_r=1{,}25} = 2{,}43,$$

$$\left[\int_0^{1{,}47}\frac{p_r}{z}\,dp_r\right]_{T_r=1{,}25} = 1{,}30,$$

$$\left[\int_0^{0{,}44}\frac{p_r}{z}\,dp_r\right]_{T_r=1{,}25} = 0{,}10,$$

$$\left[\int_0^{1{,}91}\left(\frac{p_r}{z}\right)^2 dp_r\right]_{T_r=1{,}25} = 4{,}52,$$

$$\left[\int_0^{1{,}47}\left(\frac{p_r}{z}\right)^2 dp_r\right]_{T_r=1{,}25} = 1{,}71,$$

$$\left[\int_0^{0{,}44}\left(\frac{p_r}{z}\right)^2 dp_r\right]_{T_r=1{,}25} = 0{,}032,$$

$$V_{max} = \frac{\frac{\pi\times 0{,}34^2}{4}\,161000\times 1\times 288{,}8\times 47{,}66}{1{,}033\times 277{,}7}\times$$

$$\times\frac{4{,}52-1{,}71}{2{,}43-1{,}30} = 1{,}748\times 10^6\ м^3,$$

$$V_{min} = 0{,}703\times 10^6\left(\frac{4{,}52-0{,}03}{2{,}43-0{,}10}\right) = 0{,}703\times 10^6\times$$

$$\times\left(\frac{4{,}49}{2{,}33}\right) = 1{,}354\times 10^6\ м^3;$$

аккумулирующая способность

$$V_a = (1{,}748 - 1{,}354)\,10^6 = 0{,}394\times 10^6\ м^3.$$

Решая эту же задачу, Иоффе (Joffe) [VII. 22] получил аккумулирующую способность $0{,}43\times 10^6\ м^3$. По интегрированному уравнению Веймаута эта величина была бы равна от $0{,}52\times 10^6$ до $0{,}565\times 10^6\ м^3$ в зависимости от метода определения среднего коэффициента сверхсжимаемости.

§ 6. ТЕЧЕНИЕ ГАЗА В ГАЗОВЫХ СКВАЖИНАХ

Подобно тому, как для определения запасов газа в газоносном пласте первостепенное значение имеет статическое забойное давление, так и для определения дебита скважины необходимо знать динамическое забойное давление. Его величину либо замеряют непосредственно при помощи глубинного манометра, либо вычисляют по давлению статического столба газа или по давлению движущегося столба газа.

Один из первых методов вычисления динамических забойных давлений был основан на применении известной формулы Веймаута (VII. 29). При помощи этого уравнения определяли перепад давления, вызванный силами трения. Затем вычисляли давление, создаваемое весом столба газа. Сумму этих величин принимали за разность между давлением на забое и устьем скважины.

Общим уравнением для расчетов течения газа в вертикальной колонне насосно-компрессорных труб является уравнение (VII. 2).

Смит (Smith) [VII. 36] получил уравнение для вертикального потока газа, подобное уравнению Веймаута для горизонтального потока:

$$Q = 3223\left[\frac{d^5}{\gamma T_a z_a f x}\left(p_2^2 - e^S p_1^2\right)\frac{S}{e^S - 1}\right]^{0,5}, \quad \text{(VII. 53)}$$

где Q — объемный расход газа, приведенный к абсолютному давлению 1,033 *ат* и температуре 15,6° С, в *м³/сутки*; z_a — средний коэффициент сжимаемости газа; T_a — средняя температура в °К; d — внутренний диаметр трубы в *см*; p_2 — абсолютное забойное давление на глубине x в *ат* (иногда обозначается $p_з$); p_1 — абсолютное давление на устье в *ат* (иногда обозначается p_w); $e = 2{,}7183$; $S = 0{,}0683\ \gamma x/T_a z_a$; γ — удельный вес газа относительно воздуха; x — разность отметок высот точек замера p_1 и p_2 в *м*; f — коэффициент трения; определяется по рис. VII. 3 и VII. 4.

В дополнение к допущениям, принятым при выводе основного уравнения, уравнение (VII. 53) выводят из предположения постоянства коэффициента сверхсжимаемости и средней температуры.

Поеттманн (Poettmann) [VII. 30] вывел уравнение для вычисления забойного давления в работающей газовой скважине, учитывающее изменение коэффициента сжимаемости газа в зависимости от давления. При этом используются те же интегральные коэффициенты (табл. II. 4), какие были применены при вычислении статического забойного давления по уравнению (VII. 18):

$$x = \frac{x_S}{1 + 1{,}665 \times 10^{-3} \times fQ^2\gamma^2 x_S^2/D^5\,(\Delta p)^2}, \quad \text{(VII. 54)}$$

где x — разность отметок высот точек замера p_1 и p_2 в *м*; Q — расход газа, приведенный к абсолютному давлению 1,033 *ат* и температуре 15,6° С, в тыс. *м³/сутки*; D — внутренний диаметр насосно-компрессорных труб в *см*; $\Delta p = p_2 - p_1$; γ — удельный вес газа относительно воздуха; f — коэффициент трения (определяется по рис. VII. 3 или VII. 4).

$$x_S = \frac{29{,}21 T_a}{\gamma}\left(\int_{0{,}2}^{p_{r,2}} \frac{z}{p_r}\,dp_r - \int_{0{,}2}^{p_{r,1}} \frac{z}{p_r}\,dp_r\right). \quad \text{(VII. 55)}$$

Анализ экспериментальных данных, проведенный Каллендером и Бинкли (Cullender and Binckley) [VII. 13] и Смитом (Smith) [VII. 37], показал, что величины абсолютной шероховатости в 0,0152 и 0,0165 *мм* достаточно точно характеризуют шероховатость чистых стальных труб диаметром от 31,7 до 193,7 *мм*. Для шероховатости 0,0152 *мм* Каллендер и Бинкли [VII. 13] выразили коэффициент f в виде экспоненциальной функции числа Рейнольдса и диаметра трубы:

$$f = 29{,}153 \times 10^{-3}\,\frac{Q^{-0{,}065} D^{-0{,}058} \gamma^{-0{,}065}}{\mu^{-0{,}065}}, \quad \text{(VII. 56)}$$

где Q в тыс. *м³/сутки*; D в *см*; μ в *спз*.

Подстановка уравнения (VII. 56) в (VII. 54) дает

$$x = \frac{x_S}{1 + 0{,}485 \times 10^{-4} Q^{1{,}935}\gamma^{1{,}935} x_S^2 \mu^{0{,}065}/D^{5{,}058}(\Delta p)^2}, \quad \text{(VII. 57)}$$

где μ — вязкость в *спз*.

Если газ течет по межтрубному пространству скважин, D^5 (или d^5) [см. уравнения (VII. 54) и (VII. 53)] вычисляется следующим образом:

$$D^5 = (D_1 + D_2)^2\,(D_1 - D_2)^3,$$

а $D^{5,058}$ [см. уравнение (VII. 57)] вычисляется так:

$$D^{5,058} = (D_1 + D_2)^{1,935}(D_1 - D_2)^{3,123},$$

где D_1 — внутренний диаметр обсадной трубы в *см*; D_2 — наружный диаметр насосно-компрессорных труб в *см*.

При вычислении числа Рейнольдса во время определения f (по рис. VII. 3 или VII. 4) для потока, движущегося в межтрубном пространстве, D заменяют разностью $D_1 - D_2$.

Следует отметить, что уравнение (VII. 36) представляет собой сумму трех энергий: энергии сжатия, потенциальной энергии положения и энергии, потерянной вследствие необратимостей системы при течении. Энергия сжатия должна быть равна сумме двух других энергий.

Коэффициент сверхсжимаемости в функции давления интегрируют строго в рамках допущений, сделанных при выводе уравнения (VII. 36). Однако при оперировании функцией потери энергии l_w предполагают, что скорость газа v постоянна и равна интегрированной средней величине в зависимости от давления.

Таким образом,

$$\bar{v} = \frac{\int_1^2 v\,dp}{p_2 - p_1} = \frac{(W/A)(RT/29\gamma)\int_1^2 (z/p_r)\,dp_r}{\Delta p}. \quad \text{(VII. 58)}$$

Точность расчетов по промысловым замерам характеризуется табл. VII. 2. Таблица составлена на основе данных, характеризующих гидродинамические условия двадцати скважин одного газового промысла и одиннадцати скважин различных газоконденсатных месторождений. Давление рассчитывалось по уравнению (VII. 57), сопоставлялись между собой только величины забойных давлений. Правда, полученные отклонения отражают скорее точность данных, использованных при вычислениях, и точность замера давлений, а не надежность математического аппарата. Например, в скважинах, фонтанирующих сухим газом, отклонения по большей части являются минусовыми, что свидетельствует о том, что для насосно-компрессорных труб данного промысла взятая абсолютная шероховатость и, следовательно, коэффициент f были несколько заниженными. Однако соответствие между вычисленными и замеренными результатами вполне удовлетворительно.

Таблица VII. 2

Сопоставление измеренных и вычисленных параметров течения газа в вертикальной колонне труб

А. Скважины, фонтанирующие сухим газом

Диаметр насосно-компрессорных труб: номинальный 63,5 *мм* ($2^1/_2''$), внутренний 62 *мм*

№ испытания	Q, тыс. *м³/сутки*	Глубина x, *м*	T_a, °С	Удельный вес газа	Абсолютное $p_{буф}$, *ат*	Абсолютное $p_{заб}$, *ат*		Расхождение	
						измеренное	вычисленное	*ат*	%
1	144,6	1577,8	33,3	0,600	88,098	105,1	104,7	—0,4	—0,334
2	269,2	1577,8	34,4	0,600	78,213	103,9	104,2	+0,4	+0,338
3	398,1	1577,8	35,6	0,600	58,498	103,7	105,4	+1,7	+1,695
4	178,3	1496,3	32,8	0,605	91,220	112,0	109,3	—2,7	—2,448
5	161,2	1579,3	33,3	0,595	85,075	102,8	102,3	—0,5	—0,479
6	263,1	1579,3	33,9	0,595	76,244	102,1	102,0	—0,1	—0,069
7	372,9	1579,3	34,4	0,595	56,417	101,1	99,3	—1,8	—1,808
8	136,6	1444,0	33,9	0,602	83,556	99,2	97,9	—1,3	—1,346
9	227,1	1444,0	33,9	0,602	77,299	99,2	97,6	—1,6	—1,559
10	387,1	1444,0	35,0	0,602	53,745	98,5	97,2	—1,3	—1,356
11	68,8	1448,3	32,2	0,599	77,510	88,6	88,6	+0,07	+0,079
12	116,8	1448,3	32,2	0,599	73,361	85,5	86,9	+1,4	+1,618
13	174,5	1448,3	32,2	0,599	64,924	81,3	80,7	—0,6	—0,692
14	107,8	1593,6	33,9	0,591	100,78	118,8	116,3	—2,5	—2,130
15	152,2	1593,6	33,9	0,591	91,572	111,0	109,1	—1,9	—1,837
16	216,9	1579,3	33,3	0,595	64,643	88,4	85,9	—2,5	—2,943
17	299,9	1579,3	33,3	0,595	47,839	87,7	82,6	—5,1	—6,308
18	335,1	1579,3	33,3	0,595	45,729	87,7	86,4	—1,3	—1,604
19	124,1	1579,3	33,3	0,595	72,307	87,2	86,1	—1,1	—1,371
20	186,4	1579,3	33,3	0,595	67,948	86,5	86,3	—0,2	—0,325

Продолжение табл. VII. 2

Б. Скважины газоконденсатных месторождений

№ испытания	Диаметр насосно-компрессорных труб, *мм*		Q, тыс. *м³/сутки*	Глубина x, *м*	T_a, °С	Газовый фактор, тыс. *м³* газа/*м³* нефти	Удельный вес жидкой фазы	Удельный вес потока, движущегося в колонне	Абсолютное $p_{буф}$, *ат*	Абсолютное $p_{заб}$, *ат*		Расхождение	
	номинальный	внутренний								измеренное	вычисленное	абсолютное давление, *ат*	%
21	50,8	50,6	126,25	1681	50,3	60,7	0,789	0,7083	131,67	159,3	162,2	+2,9	+1,809
22	50,8	50,6	106,55	1681	50,3	60,7	0,789	0,7083	137,16	160,0	166,6	+6,6	+4,130
23	50,8	50,6	86,46	1681	49,4	60,7	0,789	0,7083	137,30	160,8	165,1	+4,3	+2,667
24	50,8	50,6	75,70	2769	69,7	7,2	0,763	0,7163	139,12	189,0	182,3	—6,7	—3,534
25	63,5	62,0	135,92	2501	73,3	11,7	0,774	0,761	159,72	203,4	207,0	+3,6	+1,763
26	63,5	62,0	90,76	2501	71,7	11,7	0,774	0,761	163,10	204,0	208,8	+4,8	+2,343
27	63,5	62,0	37,87	2501	71,7	11,7	0,774	0,761	166,82	204,6	211,1	+6,5	+3,160
28	50,8	50,6	145,83	1760	49,7	140,2	0,848	0,604	149,18	180,3	179,7	—0,6	—0,351
29	50,8	50,6	99,67	1760	48,3	140,2	0,848	0,604	154,80	182,3	181,4	—0,5	—0,501
30	50,8	50,6	78,11	1760	48,0	140,2	0,848	0,604	156,91	182,8	182,3	—0,5	—0,308
31	50,8	50,6	57,90	1760	47,5	140,2	0,848	0,604	158,89	183,1	183,5	+0,4	+0,192

Уравнения (VII. 54) и (VII. 56) не всегда можно применять для подсчета x и f для скважин газоконденсатных месторождений. Однако интересно отметить, что даже для столь низкого газового фактора, как 7000 *н·м³/м³*, при вычислении γ и z для суммарного потока в скважине расчетные и замеренные величины давления все еще близко совпадают друг с другом. Чем выше газовый фактор, тем точнее расчетные данные. По-видимому, данный порядок расчета можно применить к скважинам с газовым фактором значительно меньше 7000 *н·м³/м³*, если только скорость течения достаточно высока для подъема жидкости.

Относительный удельный вес газа γ в уравнениях (VII. 54) и (VII. 56) можно вычислить по составу движущегося потока или же замерить экспериментально. В конденсатных скважинах удельный вес потока газа и конденсата можно определить по рис. VII. 7 или вычислить по следующему уравнению:

$$\gamma = \frac{\gamma_г + 819\rho/R}{1 + 200/R}, \qquad \text{(VII. 59)}$$

где γ — относительный вес газоконденсатной смеси, выходящей из скважины; $\gamma_г$ — относительный вес газа, выходящего из сепаратора; ρ — удельный вес конденсата в *г/см³*; R — газовый фактор в *н·м³/м³*.

Стендинг (Standing) составил аналогичный график, в котором относительный удельный вес газа представлен как дополнительный параметр [I. 19].

Псевдокритические температура и давление газа вычисляются по его составу. Если состав газа неизвестен,

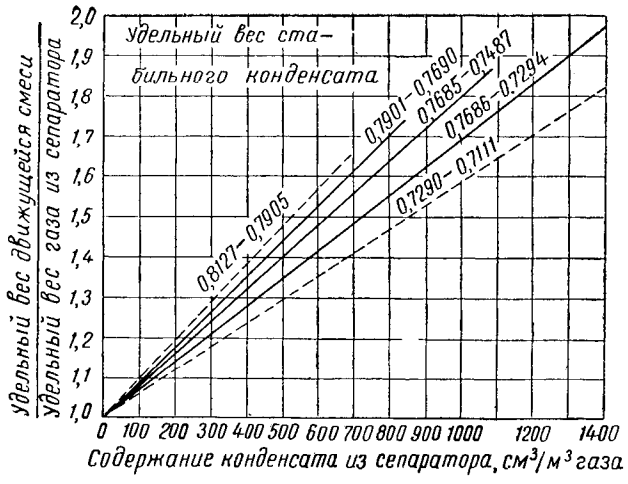


Рис. VII. 7. График для определения удельного веса смеси газа и конденсата по удельному весу газа, выходящего из сепаратора, и содержанию жидкости в потоке (Нисл и Питтмен (Nisle and Poettmann) [VII. 29]).

можно определить эти параметры по относительному удельному весу (см. рис. IV. 22).

Вязкость природного газа можно определить с помощью рис. IV. 106 и IV. 107.

В табл. VII. 3 величины динамического забойного давления, вычисленные для потока, движущегося между колоннами обсадных и насосно-компрессорных труб различных диаметров, сопоставляются с величинами динамического забойного давления, вычисленными по статическому столбу газа в насосно-компрессорных трубах по уравнению (VII. 18), и с величинами динамического забойного давления, экспериментально измеренными манометром. В общем величины динамического забойного давления, вычисленные различными методами, близко совпадают друг с другом. Соответствие между замеренными и вычисленными величинами также удовлетворительное. Однако все замеренные величины ниже вычисленных, что, по-видимому, свидетельствует о какой-то систематической ошибке в измеренных величинах или в данных, использованных для вычислений.

Пример

Вычислить забойное давление в действующей газоконденсатной скважине по следующим параметрам:

$Q = 145900$ *м³/сутки*; D (или d) $= 4{,}97$ *см*;

относительный удельный вес газа, выходящего из сепаратора, 0,600;

удельный вес конденсата 0,8473 *г/см³*;

газовый фактор по данным сепарации 140,5 тыс. *м³/м³*;

глубина скважины 1765 *м*;

температура на забое 71,1° С;

температура потока в устье скважины 28,3° С.

Абсолютное давление на устье насосно-компрессорных труб 149,20 *ат*.

Решение по уравнению (VII. 57)

$$\left[x = \frac{x_S}{1 + 10^{-4} \times 0{,}0485 \mu^{0{,}065} Q^{1{,}935} \gamma^{1{,}935} x_S^2 / d^{5{,}058} (\Delta p)^2}\right].$$

Удельный вес потока (по уравнению VII. 59)

$$\gamma = 0{,}600 + \frac{819 \times 0{,}8473/140500}{1 + 200/140500} = 0{,}6037.$$

Средняя температура потока

$$\frac{71{,}1 + 28{,}3}{2} = 49{,}7° \text{С или } 323{,}0° \text{К}.$$

Таблица VII. 3

Течение газа по межтрубному пространству

№ испытания	Габариты межтрубного пространства: внутренний диаметр обсадных труб, *мм*	Габариты межтрубного пространства: наружный диаметр насосно-компрессорных труб, *мм*	Q при абсолютном давлении, равном 1,033 *ат*, и 15,6° С, *м³/сутки*	Глубина x, *м*	T_a, °К	Удельный вес γ	Абсолютное давление на устье скважины, *ат*: статическое в насосно-компрессорных трубах	Абсолютное давление на устье скважины, *ат*: динамическое в межтрубном пространстве	Абсолютное давление на забое, *ат*: измеренное	Абсолютное давление на забое, *ат*: вычисленное: по статическому столбу	Абсолютное давление на забое, *ат*: вычисленное: по динамическому столбу
1	160,9	72,9	413,4	1547,3	306,5	0,597	74,64	73,34	—	84,22	84,50
2	160,9	72,9	661,9	1547,3	307,1	0,595	86,52	83,81	—	93,97	97,72
3	160,9	72,9	478,9	1547,3	306,5	0,597	75,83	74,00	—	84,92	84,71
4	124,3	72,9	582,7	1412,7	304,3	0,602	86,31	73,13	—	98,07	97,01
5	160,9	72,9	671,8	1562,0	307,1	0 600	90,03	85,74	—	108,12	103,20
6	124,3	60,3	247,4	1358,9	303,7	0,599	74,18	72,84	—	82,88	82,60
7	160,9	72,9	720,2	1300,6	308,7	0,598	79,63	77,03	—	88,93	88,37
8	160,9	72,9	121,1	1329,1	306,5	0,598	79,21	71,76	86,26	88,51	88,02
9	160,9	72,9	227,8	1329,1	307,1	0,598	78,93	78,36	85,98	88,86	88,44
10	160,9	72,9	457,5	1329,1	308,2	0,598	78,29	76,75	85,20	87,38	87,73
11	160,9	72,9	702,8	1329,1	308,7	0,598	77,24	74,15	84,15	85,63	85,06
12	160,9	72,9	131,2	1329,1	306,5	0,598	79,35	78,71	86,40	88,51	88,37
13	160,9	72,9	331,3	1330,6	307,6	0,598	81,53	81,03	—	91,39	92,98
14	160,9	60,3	621,1	1325,4	307,1	0,591	120,12	123,29	—	134,06	134,84
15	160,9	60,3	279,4	1325,4	306,5	0,591	125,89	125,61	—	139,70	140,04
16	160,9	60,3	155,4	1325,4	305,4	0,591	126,31	126,17	—	140,39	140,46
17	160,9	72,9	155,3	1436,1	305,4	0,600	67,64	67,40	—	75,43	75,50
18	124,3	72,9	122,4	1412,7	305,4	0,600	72,35	71,58	—	80,85	81,41

Приведенные условия (по рис. IV. 22)
Абсолютное $p_c = 47{,}17$ *ат*,

$$T_c = 200^\circ \text{ K},$$

$$T_r = \frac{322{,}9}{200} = 1{,}615, \quad p_r = \frac{p}{47{,}2}.$$

Вязкость при 49,7° С и абсолютном давлении, равном 175 *ат* (рис. IV. 107):

$$\mu = 0{,}0175 \text{ } спз, \quad \mu^{0{,}065} = 0{,}769,$$

$$Q^{1{,}935} = 15400, \quad \gamma^{1{,}935} = 0{,}604^{1{,}935} = 0{,}377,$$

$$d^{5{,}058} = 3311.$$

Тогда

$$x = \frac{x_S}{1 + 0{,}485 \times 10^{-4} \times 0{,}769 \times 15400 \times}$$

$$\frac{1}{\times\ 0{,}377 x_S^2/3311(\Delta p)^2} = \frac{x_S}{1 + 0{,}654 \times 10^{-4} x_S^2/(\Delta p)^2},$$

$$x_S = \frac{29{,}21 \times 323{,}0}{0{,}604}\left(\int\limits_{0{,}2}^{p_{r,2}} \frac{z}{p_r} dp_r - \int\limits_{0{,}2}^{p_{r,1}} \frac{z}{p_r} dp_r\right).$$

Для вычисления x для различных давлений по стволу скважины составим следующую таблицу.

Абсолютное p, *ат*	p_r	$\int\limits_{0{,}2}^{p_r} \frac{z}{p} dp_r$	$\int\limits_{r,1}^{p_{r,2}} \frac{z}{p_r} dp_r$	x_S, *м*
149,9	3,162	2,564	—	—
161,7	3,428	2,632	0,068	1062
182,8	3,875	2,734	0,170	2660

При абсолютном давлении, равном 161,7 *ат*:

$$x = \frac{1062}{1 + 0{,}654 \times 10^{-4}(1062/12{,}5)^2} = 744 \text{ } м.$$

При абсолютном давлении, равном 182,8 *ат*:

$$x = \frac{2660}{1 + 0{,}588 \times 10^{-4}\ (2660/34{,}24)^2} = 1940 \text{ } м.$$

Перепад давления в фонтанирующей газовой скважине показан на рис. VII. 8.

На глубине 1764 *м*, как показывает график, абсолютное давление составляет 179,7 *ат*.

Сукхар и Корнелл (Sukkar and Cornell) [VII. 41] разработали уравнение для вычисления динамического давления на забое газовых скважин, численно интегрируя уравнение (VII. 36). Интегрирование производится строго в пределах допущений, сделанных при его выводе:

$$\int\limits_{p_{r,1}}^{p_{r,2}} \frac{z/p_r}{1 + B\,(z/p_r)^2} dp_r = \frac{0{,}0342 \gamma x}{T_a}, \quad \text{(VII. 60)}$$

где $B = 1{,}409\ fQ^2 T_a^2\ /d^5 p_c^2$; γ — относительный удельный вес газа; x — глубина в *м*; T_a — средняя температура в °К; Q — расход при 15,6° С и абсолютном давлении, равном 1,033 *ат*, в тыс. $м^3$/*сутки*; d — диаметр трубы в *см*; p_c — абсолютное псевдокритическое давление в *ат*; z — коэффициент сверхсжимаемости газа; p_r — псевдоприведенное давление; f — коэффициент трения (определяется по рис. VII. 3 или VII. 4).

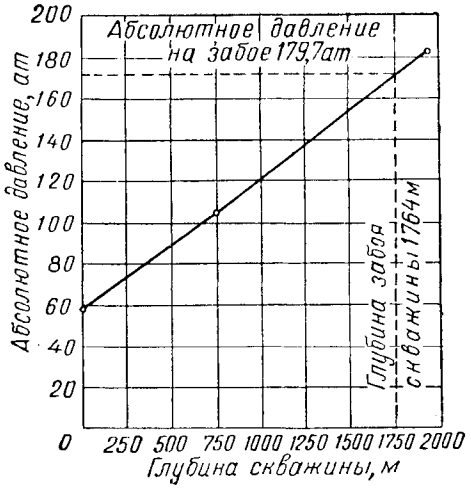


Рис. VII. 8. Перепад давления в фонтанирующей газовой скважине.

Для определения интеграла в левой части уравнения (VII. 60) составлены таблицы интегральных коэффициентов с использованием произвольно взятой контрольной точки. Табл. П. 8 составлена для низких давлений: приведенное давление p_r от 1,0 до 5,0, что соответствует абсолютному давлению от 40 до 220 *ат*. Для упрощения интерполяции была взята контрольная точка $p_r = 3{,}0$. Во избежание отрицательных величин интегральных коэффициентов ко всем интегралам прибавили 0,5. Табл. П. 8 дает величины

$$\left[0{,}5 + \int\limits_{p_r}^{3} \frac{z/p_r}{1 + B\,(z/p_r)^2} dp_r\right]_{T_r}$$

для значений B от 0 до 20 и T_r от 1,5 до 1,7.

Чтобы определить забойное давление по табл. П. 8 и уравнению (VII. 60) где $p_{r,2}$ — псевдоприведенное давление для условий забоя, а $p_{r,1}$ — для условий устья, применяем равенство

$$\left[0{,}5 + \int\limits_{p_{r,2}}^{3} \frac{z/p_r}{1 + B\,(z/p_r)^2} dp_r\right]_{T_r} =$$

$$= \left[0{,}5 + \int\limits_{p_{r,1}}^{3} \frac{z/p_r}{1 + B\,(z/p_r)^2} dp_r\right]_{T_r} -$$

$$- \frac{0{,}0342 \gamma x}{T_a}. \quad \text{(VII. 61)}$$

Поскольку все члены в правой части уравнения (VII. 61) известны, можно вычислить интегральный коэффициент, соответствующий забойному давлению. Затем по табл. П. 8 определяем $p_{r,2}$.

Для интервала высоких давлений (приведенные давления от 2 до 12, что соответствует абсолютным давлениям свыше 140 *ат*) была составлена аналогичная табл. П. 9. Она охватывает широкий диапазон условий, так что, пользуясь только ею, можно решить бо́льшую часть возникающих практических задач. Величины B колеблются от 0 до 10, а псевдоприведенная температура — от 1,5 до 1,7.

Определение псевдоприведенного забойного давления по табл. П. 9 производится методом, аналогичным описанному выше:

$$\int_{p_{r,2}}^{12} \frac{z/p_r}{1+B\,(z/p_r)^2}\,dp_r = \int_{p_{r,1}}^{12} \frac{z/p_r}{1+B\,(z/p_r)^2}\,dp_r - \frac{0{,}03421\gamma x}{T_a}. \qquad \text{(VII. 62)}$$

Величину $p_{r,2}$, соответствующую величине левой части уравнения (VII. 62), берут по табл. П. 9.

Пример

Решить предшествующий пример по методу Суккара и Корнелла (Sukkar and Cornell).

1. Вычисляем B:

$$B = \frac{1{,}409 f Q T^2}{d^5 p_c^2},$$

$f = 0{,}015$ (из рис. VII. 3),

$$B = \frac{1{,}409 \times 0{,}015 \times 145{,}9^2 \times 323{,}0^2}{4{,}97^5 \times 47{,}2^2} = 6{,}99.$$

2. Вычисляем

$$\frac{0{,}03421\gamma x}{T_a} = \frac{0{,}03421 \times 0{,}604 \times 1765}{323{,}1} = 0{,}112.$$

3. $$p_{r,1} = \frac{149{,}2}{47{,}2} = 3{,}162,$$

$$T_r = \frac{323{,}1}{200} = 1{,}615.$$

4. По табл. П. 9 берем

$$\int_{p_{r,1}}^{12} \frac{z/p_r}{1+B(z/p_r)^2}\,dp_r = 1{,}084.$$

5. По уравнению (VII. 62)

$$\int_{p_{r,2}}^{12} \frac{z/p_r}{1+B(z/p_r)^2} = 1{,}084 - 0{,}112 = 0{,}972.$$

6. По табл. П. 9 $p_{r,2} = 3{,}81$.

Абсолютное $p = 3{,}81 \times 47{,}2 = 179{,}8$ *ат*.

Это близко соответствует абсолютному давлению (179,7 *ат*), вычисленному по методу, примененному в примере, приведенном выше.

Весьма часто, например, при поддержании пластового давления, площадном нагнетании газа и проектировании газлифтных установок необходимо знать изменение давления в колонне насосно-компрессорных труб в зависимости от глубины. Уравнения (VII. 53), (VII. 54) и (VII. 57), ранее составленные для расчета движения газа вверх по колонне насосно-компрессорных труб или межтрубному пространству скважины, можно преобразовать для вычисления распределения давления при вертикальном движении газа вниз, при этом применяются те же обозначения, что и в соответствующих уравнениях:

$$Q = 3223\left[\frac{d^5}{\gamma T_a z_a f x}\left(e^S p_1^2 - p_2^2\right)\frac{S}{e^S - 1}\right]^{0,5}, \qquad \text{(VII. 63)}$$

$$x = \frac{x_S}{\left[1{,}665 \times 10^{-3} f Q^2 \gamma^2 x_S^2 / D^5\,(\Delta p)^2\right] - 1}, \qquad \text{(VII. 64)}$$

$$x = \frac{x_S}{\left[0{,}485 \times 10^{-4} Q^{1,935} \gamma^{1,935} \times \right.}$$

$$\left. \frac{x_S}{\times\, x_{S/D}^{2\,5,058} \mu^{-0,065}\,(\Delta p)^2}\right] - 1. \qquad \text{(VII. 65)}$$

Различие между этими уравнениями и уравнениями (VII. 53) и (VII. 54) объясняется тем фактом, что при движении, направленном вверх, изменение потенциальной энергии по уравнению (VII. 36) является отрицательным.

Интересно отметить, что при движении газа, направленном вниз, перепад давления может быть и положительным и отрицательным. При низких расходах перепад положительный, при высоких отрицательный. Это объясняется тем, что по мере увеличения расхода увеличивается и потеря энергии, которую можно преодолеть только уменьшением изменения энергии сжатия (или энергии $p - V$) системы. Снижение потенциальной энергии в зависимости от высоты положения остается постоянным, а изменение кинетической энергии обычно совсем незначительно.

Пример

В газлифтной скважине пластовая жидкость поднимается по кольцевому пространству между колонной насосно-компрессорных труб диаметром 5,08 *см* (вес 1 *м* = = 7 *кг*) и обсадной колонной диаметром 16,83 *см* (вес 1 *м* = 35,7 *кг*). Природный газ подается вниз по колонне насосно-компрессорных труб и поступает в межтрубное пространство на глубине 1220 *м*. Для эксплуатации скважины при трех различных режимах (дебитах) необходимы следующие давления нагнетания и соответствующие им расходы газа:

Абсолютное давление нагнетания на глубине 1220 *м*, *ат*	Расход газа, *м*³/*сутки*
64,7	7 980
52,0	22 170
39,4	47 490

При предположении, что перепада давления в месте инжекции нет, вычислить минимальное давление нагнетаемого газа на устье скважины, необходимое для поддержания указанных выше величин расхода и давления на глубине 1220 *м*.

Средняя температура потока в колонне насосно-компрессорных труб составляет 60° С, удельный вес газа 0,625.

Шероховатость трубы примем равной 0,0152 *мм*.

Решение

Внутренний диаметр колонны насосно-компрессорных труб номинальным диаметром 5,08 *см* (вес 1 *м* = 7 *кг*) равен 4,97 *см*.

Поскольку давление на глубине 1220 *м* известно, принимаем его за контрольную точку и ведем расчет вверх по колонне. Подставляя постоянные параметры в уравнение (VII. 65), можно превратить его в уравнение глубины как функции давления. Например, для расхода 22 170 *м*³/*сутки* и абсолютного давления 52 *ат* на глубине 1220 *м* уравненне (VII. 65) сводится к виду

$$x = \frac{x_S}{\left[0{,}1484 \times 10^{-6} x_S/(\Delta p)^2\right] - 1}.$$

Это уравнение решается следующим образом

Абсолютное давление на глубине 1220 м, ат	p_r	A	A_2-A_1	x_S, м	Δp, ат	x, м	Глубина 1220 — $-x$, м
52,0	1,10	1,656	0	—	—	0	1220
48,9	1,04	1,607	0,049	763	3,16	841	378
45,7	0,97	1,540	0,116	1807	6,33	2078	—859

$$A = \int_{0,2}^{p_r} (z/p_r)\, dp_r.$$

Таблица VII. 4

Давления на устье нагнетательной скважины, необходимые для поддержания заданного давления на глубине 1220 м (вычисленные)

Количество закачиваемого газа, м³/сутки	Давление нагнетаемого газа на глубине 1220 м, ат	Давление на устье скважины, ат	
		по уравнению (VII. 65)	по уравнению (VII. 63)
7 980	64,7	59,5	59,4
22 170	52,0	47,8	48,4
47 490	39,4	39,5	39,2

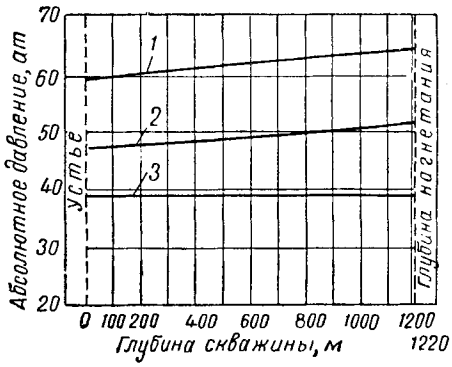


Рис. VII. 9. Профиль давления для примера нагнетания газа.

Строится диаграмма глубина — давление и на нулевой глубине отсчитывается искомое абсолютное давление в колонне насосно-компрессорных труб, которое в данном случае составляет 47,8 *ат*. Профиль давления для трех различных величин давления на глубине инжекции и расхода газа приведен на рис. VII. 9. Давления на устье скважины, вычисленные посредством уравнений (VII. 63) и (VII. 65), сопоставлены в табл. VII. 4.

§ 7. ВЫЧИСЛЕНИЕ РАБОТЫ, НЕОБХОДИМОЙ ДЛЯ СЖАТИЯ ПРИРОДНОГО ГАЗА

Имеются два основных метода вычисления мощности (в *л. с.*), теоретически необходимой для сжатия природного газа. Один из них заключается в использовании аналитических уравнений. В случае адиабатического сжатия соотношения весьма сложны и обычно основываются на уравнении идеального газа. При значительном отклонении от законов идеального состояния эти уравнения эмпирически преобразуют с учетом коэффициента сверхсжимаемости газа. Второй метод заключается в использовании диаграмм энтальпия — энтропия или диаграмм Моллье для реальных газов (см. рис. IV. 62 — IV. 64). Такая диаграмма позволяет просто, точно и непосредственно определить мощность, теоретически необходимую для сжатия газа.

Если реальный газ сжимают в одну ступень, сжатие является политропическим и имеет тенденцию приблизиться к адиабатическим условиям или условиям постоянной энтропии.

Адиабатическое сжатие требует максимальной теоретически необходимой работы (или мощности), а изотермическое сжатие — минимума этих величин. Величины работ, потребных для адиабатического и изотермического сжатия, представляют, таким образом, верхний и нижний пределы работы (или мощности), необходимой для сжатия газа. Одной из задач промежуточных холодильников, устанавливаемых в многоступенчатых компрессорах, является уменьшение мощности, необходимой для сжатия газа. Чем больше число промежуточных холодильников и ступеней сжатия, тем ближе потребная мощность соответствует изотермической величине.

Основой построения всех аналитических уравнений для вычисления работы, теоретически необходимой для сжатия газа, является уравнение (VII. 2). Изменения в кинетической энергии, потенциальная энергия положения и потери энергии принимаются при этом за нуль. Уравнение тогда сводится к виду

$$-A = \int_{p_1}^{p_2} V dp. \qquad \text{(VII. 66)}$$

Чтобы вычислить работу, потребную для изотермического сжатия идеального газа, уравнение (VII. 66) преобразовывают:

$$-A = \frac{29{,}21T}{\gamma} \ln \frac{p_2}{p_1} \text{ или } A = \frac{29{,}21}{\gamma} T \ln \frac{p_1}{p_2}, \qquad \text{(VII. 67)}$$

где $-A$ — работа, необходимая для изотермического сжатия 1 *кг* идеального газа, в *кГ · м*; T — температура в °К; γ — относительный удельный вес газа; p_1 — первоначальное абсолютное давление в *ат*; p_2 — конечное абсолютное давление в *ат*.

Работа сжатия обозначается как $-A$, а работа, проведенная потоком, как $+A$.

Для реальных газов при постоянной температуре

$$V dp = RT d(\ln f), \qquad \text{(VII. 67а)}$$

$$-A = \frac{29{,}21T}{\gamma} \ln \frac{f_2}{f_1}, \qquad \text{(VII. 67б)}$$

где f — фугетивность газа. Можно показать, что

$$\ln \frac{f_2}{f_1} = \int_0^{p_r,\,1} \frac{z dp_r}{p_r} - \int_0^{p_r,\,2} \frac{z dp_r}{p_r}. \qquad \text{(VII. 67в)}$$

Для реального газа уравнение (VII. 66) работы изотермического сжатия сводится к виду

$$-A = \frac{29{,}21\,T}{\gamma}\left(\int_{0,2}^{p_{r,2}} \frac{z}{p_r}\,dp_r - \int_{0,2}^{p_{r,1}} \frac{z}{p_r}\,dp_r\right), \quad \text{(VII. 68)}$$

где величины интегралов

$$\int_{0,2}^{p_r} \frac{z}{p_r}\,dp_r$$

определяются по табл. П. 4.

Мощность (в *л. с.*), теоретически необходимая для изотермического сжатия 1 млн. *м³/сутки* газа, отнесенного к абсолютному давлению 1,033 *ат* и температуре 15,6° С, выражается следующим уравнением:

$$-A = 5{,}42T\left(\int_{0,2}^{p_{r,2}} \frac{z}{p_r}\,dp_r - \int_{0,2}^{p_{r,1}} \frac{z}{p_r}\,dp_r\right). \quad \text{(VII. 69)}$$

Для адиабатического сжатия или расширения идеального газа изменение состояния соответствует формуле

$$pV^k = \text{const}, \quad \text{(VII. 70)}$$

где k — отношение удельных теплоемкостей идеального газа (c_p/c_v).

Подставив это значение в уравнение (VII. 66) и интегрируя, получим теоретическую работу адиабатического сжатия в *кГ · м/кг* газа:

$$-A = \frac{k}{k-1}\,\frac{29{,}21T_1}{\gamma}\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{(k-1)/k} - 1\right]. \quad \text{(VII. 71)}$$

В случае значительных отклонений от законов идеального состояния это уравнение эмпирически преобразуют [VII. 33, VII. 15, VII. 22a]. Одно из таких преобразованных уравнений, предложенное Иоффе (Joffe) [VII. 22a], записывается следующим образом:

$$-A = \frac{k}{k-1}\,\frac{29{,}21T_1}{\gamma}\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{z\,(k-1)/k} - 1\right], \quad \text{(VII. 72)}$$

где A — работа в *кГ · м/кг* газа, а z и k определяются в условиях всасывания.

Чтобы найти мощность в *л. с.*, теоретически необходимую для адиабатического сжатия 1 млн. *м³/сутки* газа, приведенного к температуре 15,6° С и абсолютному давлению 1,033 *ат*, напишем уравнение (VII. 72) так:

$$-A = 5{,}42\,\frac{k}{k-1}T_1\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{z(k-1)/k} - 1\right]_{[л.\,с.]}, \quad \text{(VII. 73)}$$

где $k = C_p/C_v$ газа в условиях всасывания; z — коэффициент сжимаемости газа в условиях всасывания; p_1 — абсолютное давление на всасывании в *ат*; p_2 — абсолютное давление газа на выходе в *ат*; T_1 — температура газа на всасывании в °К.

Величины, полученные по приведенному выше уравнению, близко соответствуют вычисленным при помощи диаграммы энтальпия — энтропия.

При построении диаграммы энтальпия — энтропия ($I - S$) для вычисления мощности, необходимой для сжатия газа, лучше всего воспользоваться уравнением (VII. 1), наиболее точно характеризующим происходящие при этом явления. При этом обычно опускают величины кинетической энергии и потенциальной энергии положения. Тогда уравнение (VII. 1) принимает вид:

$$\Delta I = q - A. \quad \text{(VII. 74)}$$

Для изотермических условий при отсутствии трения

$$\Delta I = T\Delta S - A \quad \text{(VII. 75)}$$

или

$$-A = \Delta I - T\Delta S, \quad \text{(VII. 76)}$$

где T — абсолютная температура; ΔS — разность энтропии.

Мощность, теоретически необходимая для изотермического сжатия 1 *млн. н · м³/сутки* газа, отнесенного к температуре 15,6° С и абсолютному давлению 1,033 *ат*, выражается следующей формулой, полученной из уравнения (VII. 76):

$$-A = 2{,}74\,(\Delta I - T\Delta S), \quad \text{(VII. 77)}$$

где ΔI в *ккал/кмоль*; ΔS в *ккал/кмоль · °К*, а A — в *л. с.* По линиям постоянной температуры на диаграмме энтальпия — энтропия между первоначальными и конечными величинами давления можно определить ΔI и ΔS.

В случае адиабатического сжатия q в уравнении (VII. 74) также равно нулю; следовательно,

$$-A = \Delta I. \quad \text{(VII. 78)}$$

Итак, при адиабатических условиях или условиях постоянной энтропии, при одноступенчатом сжатии работа, необходимая для сжатия газа, равна разности в энтальпии между начальным и конечным условиями.

Мощность, теоретически необходимая для адиабатического сжатия 1 млн. *м³/сутки* газа, приведенного к абсолютному давлению 1,033 *ат* и температуре 15,6° С, равна

$$-A = 2{,}74\Delta I, \quad \text{(VII. 79)}$$

где ΔI в *ккал/кмоль*.

Для многоступенчатого сжатия ΔI необходимо вычислять отдельно для каждой ступени и затем мощности суммировать.

По диаграммам энтальпия — энтропия, помимо мощности, можно точно определить конечную температуру сжатия и теплоту, удаленную в промежуточных холодильниках.

В случае многоступенчатого сжатия при данном числе ступеней степени сжатия в каждой ступени для обеспечения минимальной работы должны быть одинаковы; вследствие этого соотношение между степенью сжатия в одной ступени и общей степенью сжатия выражается как

$$CR = \left(\frac{p_f}{p_1}\right)^{1/n}, \quad \text{(VII. 80)}$$

где CR — степень сжатия в одной ступени; n — число ступеней; p_f — абсолютное давление на выходе из компрессора в *ат*; p_1 — абсолютное давление на всасывании в компрессор в *ат*.

Степень сжатия более 6 встречается очень редко. Приведенное выше уравнение дает минимальную мощность для многоступенчатого сжатия при рассматриваемом числе ступеней. Если бы величины степени сжатия для каждой из ступеней не были одинаковы, тогда потребная мощность для сжатия была бы выше.

Процедуру вычисления мощности по диаграмме энтальпия — энтропия лучше всего показать схематически,

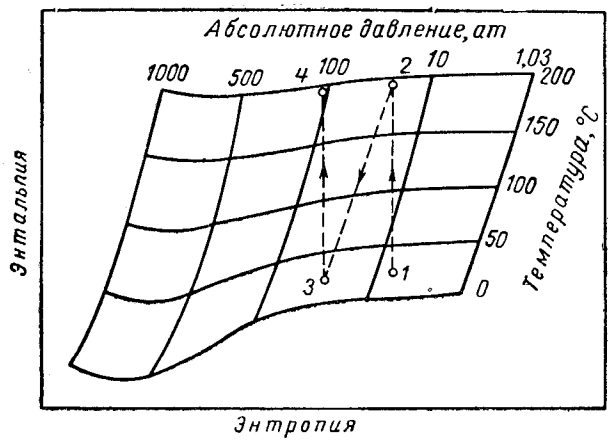


Рис. VII. 10. Схема использования диаграммы энтальпия — энтропия для определения работы адиабатического сжатия.

а затем проиллюстрировать примером. Рис. VII. 10 является схемой, качественно (но не количественно) воспроизводящей диаграмму энтальпия — энтропия. Точка *1* отражает первоначальное состояние газа при входе в компрессор. Линия *1—2* соответствует первой ступени сжатия (постоянная энтропия). Затем газ охлаждают в промежуточном холодильнике при постоянном давлении (линия *2—3*); разность в энтальпии вдоль этой линии равна количеству теплоты, удаленному в промежуточном холодильнике. Линия *3—4* соответствует второй ступени сжатия. Температуры в точках *2* и *4* — это температуры газа в конце первой и второй ступеней сжатия. Температура в точке *3* — это температура, до которой газ охлаждается в промежуточном холодильнике.

Приведем следующий пример, показывающий, как пользоваться диаграммами $I - S$ для вычисления мощности, теоретически необходимой для сжатия газа.

Пример

Вычислить мощность, теоретически необходимую для адиабатического и изотермического сжатия 1 млн. *м³/сутки* газа относительного удельного веса 0,6, находящегося при абсолютном давлении 7 *ат* и температуре 26,7° С до 112 *ат*. Промежуточные холодильники охлаждают газ до 26,7° С. Каковы тепловая нагрузка промежуточных холодильников и конечная температура газа при адиабатическом сжатии. Для решения этой задачи воспользуемся диаграммами $I - S$.

Решение

Адиабатическое сжатие. Расчет ведется с помощью диаграмм энтальпия — энтропия.

1. Поскольку общая степень сжатия равна 16, следует применить двухступенчатое сжатие со степенью сжатия в каждой ступени, равной 4.

$$\text{Степень сжатия} = \sqrt{\frac{112{,}0}{7{,}0}} = 4.$$

2. Сжатие в первой ступени — в интервале абсолютных давлений 7—28 *ат*. Определим разность в энтальпии, следуя вертикальной линии (постоянная энтропия, абсолютное давление 7—28 *ат*) на диаграмме $I—S$ для газа удельного веса 0,6 (рис. IV. 62):

$$\Delta I_{1-2} = I_2 - I_1 = 1105 - 210 = +\,895 \text{ ккал/кмоль}.$$

3. Затем газ охлаждается до 26,7° С. По линии для абсолютного давления, равного 28 *ат*, до 26,7° С. определим изменение энтальпии. Это — количество теплоты, отнятой у газа в промежуточных холодильниках:

$$\Delta I_{2-3} = I_3 - I_2 = 120 - 1100 = -\,980 \text{ ккал/кмоль}.$$

4. Вторая ступень сжатия — с абсолютного давления 28 до 112 *ат*:

$$\Delta I_{3-4} = I_4 - I_3 = 1065 - 120 = +\,945 \text{ ккал/кмоль}.$$

5. Мощность, теоретически необходимая для адиабатического сжатия газа, таким образом, составляет

$$-A = 7{,}77\,(\Delta I_{1-2} + \Delta I_{3-4}) = 2{,}74\,(895 + 945) =$$

$$= 5050 \text{ л. с./млн. м}^3\text{/сутки}.$$

6. Тепловая нагрузка промежуточных холодильников составляет $\Delta I_{2-3} = -950$ *ккал/кмоль*. Для 1 млн. *м³* газа в сутки это составит

$$\Delta I_{2-3} = \frac{-950 \times 1\,000\,000}{23{,}6} =$$

$$= -\,40{,}3 \times 10^6 \text{ ккал/млн. м}^3\text{/сутки}.$$

7. Окончательную температуру газа определяют по диаграмме в точке, соответствующей I_4:

$$T = 137^\circ \text{ С}.$$

Изотермическое сжатие. Расчет ведется с использованием диаграммы энтальпия — энтропия.

По линии, соответствующей температуре 26,7° С на диаграмме $I—S$ для газа удельного веса 0,6 (рис. IV. 62), определяем ΔI и ΔS.

Энтальпия и энтропия при 26,7° С и абсолютном давлении 7 *ат* составляют

$$I_1 = 210 \text{ ккал/кмоль},$$

$$S_1 = 3{,}2 \text{ ккал/кмоль} \cdot ^\circ\text{К}.$$

При температуре 26,7° С и абсолютном давлении 112 *ат*

$$I_2 = -\,265 \text{ ккал/кмоль} \cdot ^\circ\text{К},$$

$$S_2 = -\,9{,}75 \text{ ккал/кмоль} \cdot ^\circ\text{К}.$$

Таким образом,

$$\Delta I = I_2 - I_1 = -\,265 - 210 = -\,475,$$

$$\Delta S = S_2 - S_1 = -\,9{,}75 + 3{,}2 = -\,6{,}55.$$

Теоретическая мощность, потребная для изотермического сжатия 1 млн. *м³/сутки* газа, составит

$$N - A = 2{,}74\,(\Delta I + T\Delta S) = 2{,}74\,(-475 + 300 \times 6{,}55) =$$

$$= 4080 \text{ л. с./1 млн. м}^3\text{/сутки}.$$

Это минимальная мощность, необходимая для сжатия газа. Компрессор с бесконечным числом промежуточных холодильников и ступеней будет работать в условиях, близких к изотермическим, в том случае, если газ будет охлаждаться в этих холодильниках до первоначальной температуры. Качественная зависимость потребной мощности от числа ступеней сжатия показана на рис. VII. 11. По мере увеличения числа ступеней мощность приближается к потребной при изотермическом процессе.

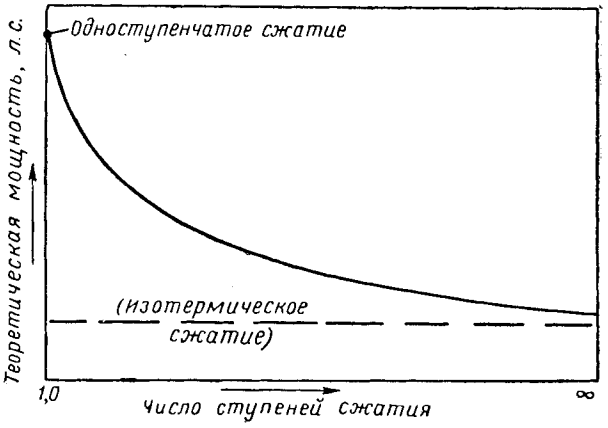


Рис. VII. 11. Изменение необходимой мощности компрессоров в зависимости от числа ступеней сжатия.

Пример

Вычислить потребную теоретическую мощность для условий предшествующей задачи при помощи уравнений (VII. 73) и (VII. 69).

Решение для адиабатического сжатия

По уравнению (VII. 73)

$$-A = 5{,}42\,\frac{k}{k-1}\,T_1\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{zk-1/k} - 1\right];$$

$k = 1{,}28$; $p_2/p_1 = 4$; $T_1 = 300°$ К; $T_c = 198{,}7°$ К; абсолютное давление $p_c = 47{,}17$ *ат*; $T_r = 1{,}51$; $p_{r,1} = 0{,}149$; $p_{r,2} = 0{,}595$; $z_1 = 0{,}985$ при 26,7° С и абсолютном давлении 7 *ат*; $z_2 = 0{,}940$ при 26,7° С и абсолютном давлении 28,1 *ат*.

Первая ступень сжатия:

$$-A = 5{,}42\,\frac{1{,}28}{0{,}28}\,300\,[4^{0{,}985\,(0{,}28/1{,}28)} - 1] = 2590\ л.\ с.$$

Вторая ступень сжатия:

$$-A = 5{,}42\,\frac{1{,}28}{0{,}28}\,300\,[4^{0{,}940\,(0{,}28/1{,}28)} - 1] = 2450\ л.\ с.$$

Общая потребная мощность:

$$-A = 2590 + 2450 = 5040\ л.\ с./1\ \text{млн.}\ м^3/сутки.$$

Решение для изотермического сжатия

По уравнению (VII. 69)

$$-A = 5{,}42T\left(\int_{0{,}2}^{p_{r,2}} \frac{z}{p_r}\,dp_r - \int_{0{,}2}^{p_{r,1}} \frac{z}{p_r}\,dp_r\right);$$

$T = 300°$ К; $p_{r,1} = 0{,}149$;

$T_r = 1{,}51$; $p_{r,2} = 2{,}382$;

$$\int_{0{,}149}^{0{,}2} \frac{z}{p_r}\,dp_r = 0{,}291;$$

$$\int_{0{,}2}^{2{,}382} \frac{z}{p_r}\,dp_r = 2{,}283;$$

$$-A = 5{,}42 \times 300\,(2{,}283 + 0{,}291) = 5{,}42 \times 300 \times 2{,}574 = 4185\ л.\ с./\text{млн.}\ м^3/сутки.$$

Для приведенного выше примера соответствие между величинами мощности, вычисленными по уравнениям и найденными по диаграмме энтальпия — энтропия, является удовлетворительным. Однако рекомендуется пользоваться диаграммами $I - S$.

При помощи соответствующих коэффициентов теоретическую мощность можно превратить в тормозную. Для этого нужно знать эффективность сжатия (потери в клапанах компрессора) и механический к. п. д. компрессора. Потери зависят от конструкции оборудования, скорости, степени сжатия и других параметров. Общий к. п. д. компрессора, который, как показывает

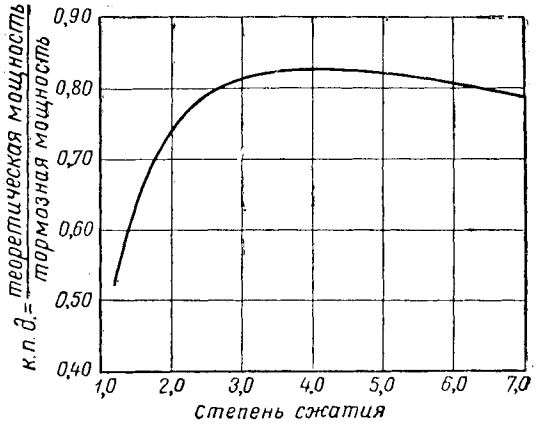


Рис. VII. 12. Общий к. п. д. компрессора [VII. 33].

рис. VII. 12, колеблется в зависимости от степени сжатия, может служить [VII. 33] основой для определения тормозной мощности по теоретической, найденной с помощью диаграмм энтальпия — энтропия или аналитических уравнений:

$$\text{к. п. д. сжатия} = \frac{\text{теоретическая мощность адиабатического сжатия}}{\text{тормозная мощность}}.$$

Если при степени сжатия, равной 4, найденная теоретическая мощность адиабатического сжатия составляет 5050 *л. с.*, тормозная мощность будет равна 5050/0,827 = 6110 тормозных *л. с.*

§ 8. СОВМЕСТНОЕ ТЕЧЕНИЕ ЖИДКОСТИ И ГАЗА

Двухфазный поток происходит в горизонтальных трубопроводах и вертикальных скважинах.

Горизонтальный поток. Механизм и свойства двухфазных горизонтальных потоков давно уже стали предметом изучения. В трубопроводах, химических реакторах и теплообменниках двухфазный поток является повседневным. При одновременной добыче газа и нефти часто желательно транспортировать оба продукта по общему трубопроводу. Тенденция к сооружению центральных нефтепромысловых резервуарных парков обусловила удлинение сборных трубопроводов, которые должны быть рассчитаны на условия движения многофазного потока. Вследствие повышения эффективности оборудования для насосной и газлифтной эксплуатации часто необходимо увеличивать пропускную способность наземных коллекторных систем.

Вообще задача предварительного определения перепада давления при одновременном течении газа и жидкости весьма сложна. Одна из главных трудностей заключается в разнообразии структур потока (пузырьковая, четочная, расслоенная, волнистая, кольцевидная, брызго- и пенообразная — рис. VII. 13). Однако те же переменные, которые определяют структуру потока, определяют и потери энергии; поэтому можно с достаточным основанием предположить вероятность общего решения, не зависящего от структуры потока.

При расчете систем, предназначенных для транспортировки двухфазных потоков, задача заключается в предопределении взаимосвязи между диаметром и длиной трубопровода, свойствами движущейся среды, скоростью течения и перепадом давления. Проблемам, связанным с многофазным потоком, посвящена обширная литература.

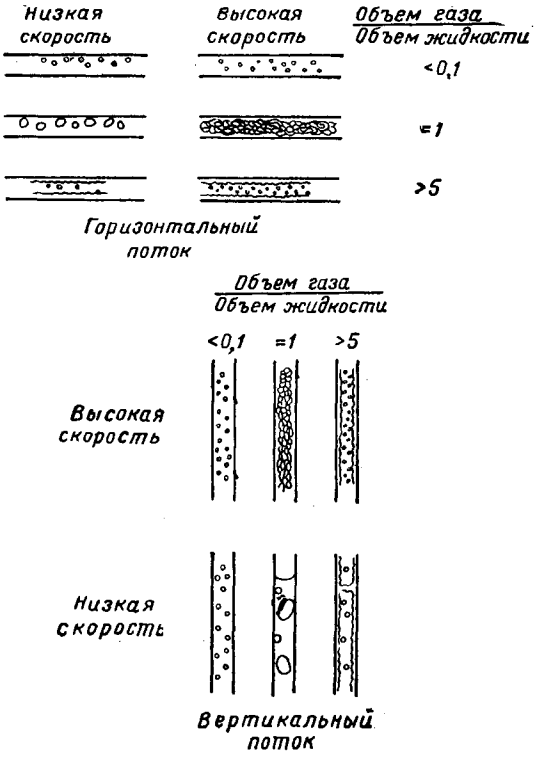


Рис. VII. 13. Структура двухфазного потока.

Локхарт и Мартинелли (Lockart and Martinelli) предложили общее решение для горизонтального многофазного потока [VII. 24]. В основе их корреляции находится предположение о том, что перепад давления при движении двухфазного вещества равен перепаду давления, который имел бы место при отдельной транспортировке по трубопроводу одной из составляющих фаз, умноженному на коэффициент, являющейся функцией отношения перепадов при движении однофазных жидкостного и газового потоков, а также характера потока. По характеру течение каждой из фаз относится к вязкостному или турбулентному.

Было сделано несколько попыток усовершенствовать этот метод. Алвз (Alves) [VII. 1] показал, что для режимов течения, использованных Мартинелли, возможны различные структуры потока. Бейкер (Baker) [VII. 4] считает, что отклонения от корреляции Мартинелли объясняются различиями в структуре потока. Пользуясь методом Мартинелли, Бейкер получил коррелятивы для любых структур турбулентного потока.

Недостатком метода Бейкера является то, что для вычисления перепада давления по расчетной диаграмме нужно знать структуру потока. Между тем принятого метода определения структуры потока еще нет.

Метод Локхарта и Мартинелли (Lockhart and Martinelli) заключается в следующем.

1. Вычисляют градиенты давления для жидкой и газовой фаз при допущении, что каждая из них является единственной, транспортируемой по трубопроводу. Затем вычисляют параметр x:

$$x = \sqrt{\frac{(\Delta p/\Delta L)_{ж}}{(\Delta p/\Delta L)_{г}}} = \sqrt{\frac{\Delta p_{ж}}{\Delta p_{г}}}. \qquad \text{(VII. 81)}$$

Градиент давления для газовой фазы можно рассчитать по уравнению (VII. 29) или (VII. 35). Градиент давления для жидкой фазы вычисляется по следующему уравнению:

$$\Delta p_{ж} = \frac{5{,}21 f Q^2 L \rho_{ж}}{D^5}, \qquad \text{(VII. 82)}$$

где f — коэффициент гидравлического сопротивления (определяется по рис. VII. 3); Q — расход жидкости в $м^3/сутки$; L — протяженность трубопровода в $м$; $\rho_{ж}$ — плотность жидкости в $г/см^3$; D — диаметр трубопровода в $см$; $\Delta p_{ж}$ — градиент давления для жидкой фазы.

2. Вычисляют числа Рейнольдса для жидкой и газовой фаз при допущении, что каждая из них является единственной, транспортируемой по трубопроводу. Затем по табл. VII. 5 определяют характер потока.

Таблица VII. 5

Характер потока	Число Рейнольдса для жидкости	Число Рейнольдса для газа
Жидкости — турбулентный, газа — турбулентный	>2000	>2000
Жидкости — вязкостный, газа — турбулентный	<1000	>2000
Жидкости — турбулентный, газа — вязкостный	>2000	<1000
Жидкости — вязкостный, газа — вязкостный	<1000	<1000

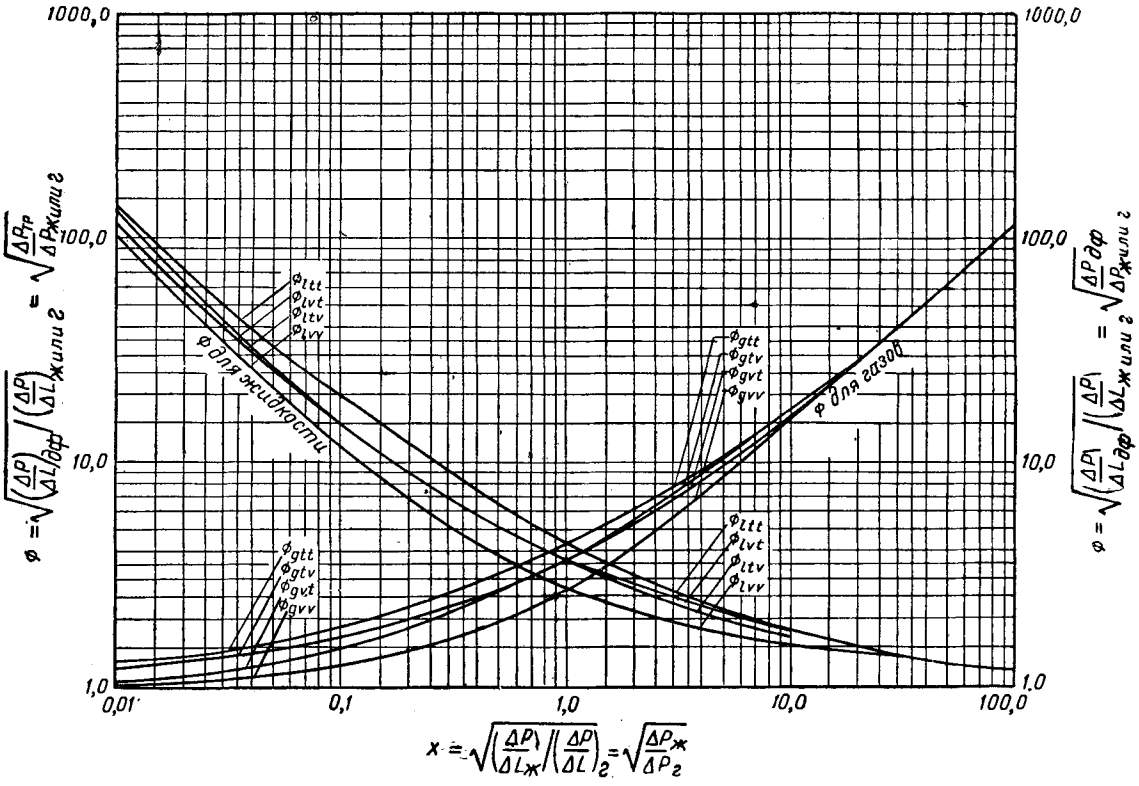


Рис. VII. 14. Корреляционный график для многофазного потока [VII. 1].

3. По рис. VII. 14, зная вычисленную величину x и характер потока, отсчитывают Φ. Затем вычисляют градиент давления при движении двухфазного вещества:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{\text{дф}} = \Phi^2 \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{\text{ж или г}} \qquad \text{(VII. 83)}$$

или

$$\Delta p_{\text{дф}} = \Phi^2 (\Delta p)_{\text{ж или г.}} \qquad \text{(VII. 84)}$$

Бертуцци и его сотрудники недавно опубликовали работу о горизонтальном многофазном потоке, построенную на концепции двухфазного коэффициента трения f [VII. 8]. Эта концепция успешно применялась в расчетах перепада давления при многофазном вертикальном потоке и при течении мгновенно испаряющейся смеси водяного пара и воды в трубах [VII. 6]. Авторы пытаются исключить необходимость определения структуры потока для расчета перепада давления и включают в свой метод использование номограмм. В основе метода Бертуцци лежит общий энергетический баланс двухфазной смеси, текущей в стационарных условиях. Диссипация энергии выражается двухфазным коэффициентом трения f. Как оказалось, этот коэффициент обеспечивает наиболее точную корреляцию, будучи выраженным в функции чисел Рейнольдса для жидкой и газовой фаз, каждое из которых определяется по диаметру труб и соотношению масс газа и жидкости (рис. VII. 15). Следует отметить, что коэффициент f, используемый в этой корреляции, отнесен не к диаметру, а к гидравлическому радиусу трубы; поэтому $f' = f/4$:

$$f' = \Phi \left[\left(\frac{DW_{\text{г}}}{\mu_{\text{г}}} \right)^a \left(\frac{DW_{\text{ж}}}{\mu_{\text{ж}}} \right)^b \right], \qquad \text{(VII. 85)}$$

где D — диаметр в *см*; $W_{\text{г}}$ — массовая скорость газа в *г/см² · сек*; $W_{\text{ж}}$ — массовая скорость жидкости в *г/см² · сек*; $a = k\ (1+k)$; $b = 1/e^{0,1k}$; k — отношение масс газа и жидкости в потоке.

Эта методика была разработана на основании опубликованных в литературе результатов лабораторных исследований.

На основе экспериментальных измерений (примерно 250), приведенных в литературе, можно сказать, что перепады давлений, вычисленные по методу Бертуцци, отклонялись от экспериментально полученных данных на $\pm 0{,}82\%$ и от алгебраической средней на 20,8%. Вычисление тех же параметров по методу Мартинелли [VII. 24] показало отклонение от экспериментально измеренных величин на $+14{,}4\%$ и от алгебраической средней на 27,5%.

Чтобы упростить вычисление перепада давления, составлены графики (рис. VII. 16 и VII. 17), обозначения и размерности параметров на которых следующие. QM — общий массовый расход в *кг/сутки*; D — диаметр, дюймы; Γ — газовый фактор в *м³/м³* (товарной нефти); S — растворимость газа в нефти в *м³/м³* (товарной нефти); $\gamma_{\text{ж}}$ — удельный вес жидкости (вода = = 1); $\gamma_{\text{г}}$ — удельный вес газа (воздух = 1); $6{,}72\ \mu_{\text{г}}$ — коэффициент вязкости газа при давлении p (в *пз*) × × 6,72; 6,72; $\mu_{\text{ж}}$ — коэффициент вязкости жидкости при давлении p (в *пз*) × 6,72; 0,0624 ρ — коэффициент плотности потока при давлении p (в *кг/м³*) × 0,0624; $r = 0{,}12a$; $S = 0{,}12b$; $t = 0{,}12(a+b)$; $u = 2 - 0{,}12(a+b)$; $v = 5 - 0{,}12(a+b)$.

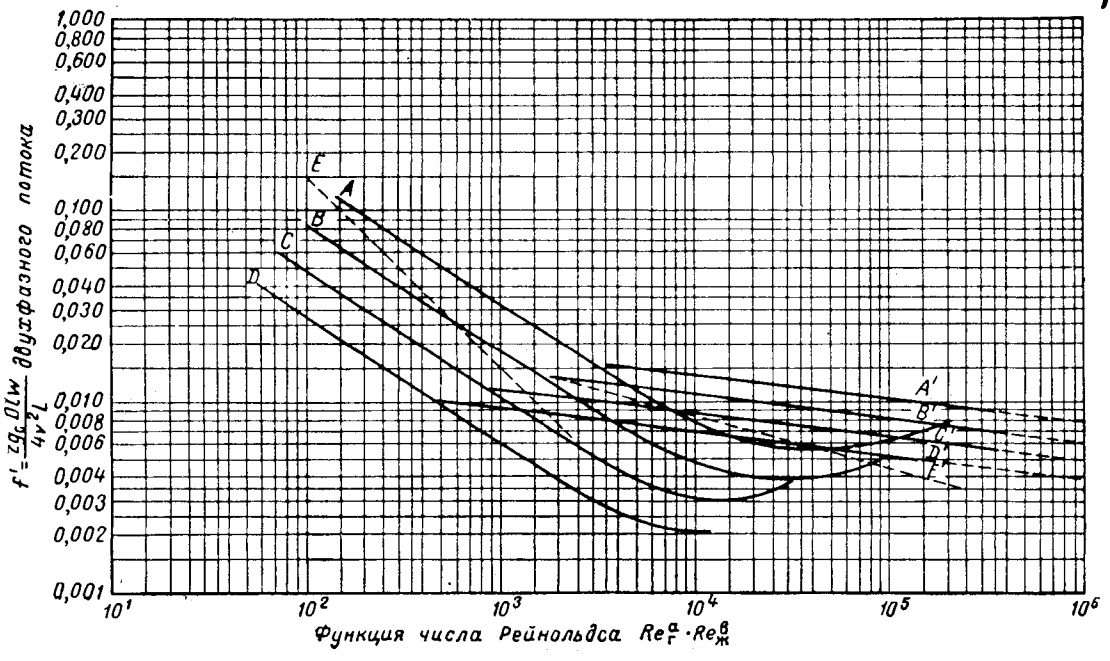


Рис. VII. 15. Изменение коэффициента трения двухфазного потока [VII. 8].

Весовой газовый фактор: кривые D и D' — 0,6—1,0 C и C' — 0,4—0,6; B и B' — 0,2—0,4; A и A' — до 0,2. Переход от кривых A, B, C, D к A', B', C', D', соответственно происходит при числах $Re_ж$, колеблющихся от 500 до 10 000. Для $Re_ж \leqslant 500$ следует применять кривые A', B', C', D', для $Re_ж > 10000$ — кривые A, B, C, D. Кривая E — для однофазного вязкостного течения; кривая E' — для однофазного турбулентного течения в гладких трубах.

Рис. II. 16 и VII.17 нельзя пользоваться при $Re_ж < 10000$. В большинстве практически встречающихся на промыслах случаев $Re_ж > 10000$ при газовом факторе, меньшем 5000.

Ниже приводятся уравнения и методика расчета изменения давления по длине горизонтального трубопровода при движении по нему жидкостно-газового потока.

1. Определяют общий массовый расход QM в *кг/сутки*. Q выражается количеством *м³/сутки* товарной жидкости, а M — массой газа и нефти, заключенной в 1 *м³* двухфазного вещества, поступающего в трубопровод и выходящего из него:

$$M = 1000\rho_ж + 1{,}22\gamma_г\Gamma. \qquad \text{(VII. 86)}$$

2. Вычисляют произведения $\Gamma(\gamma_г/\rho_ж)$.

3. Вычисляют $\mu_г^r \mu_ж^S/\rho$.

Величина этой функции зависит от физических свойств компонентов потока и, следовательно, от давления. Вычисление этой функции позволяет определить перепад давления. Функцию вычисляют для различных приращений (дифференциалов) давления вдоль трубопровода и затем по рис. VII. 16 отсчитывают соответствующие величины перепада давления dp/dL;

$$\rho = \frac{M}{V_m}, \qquad \text{(VII. 87)}$$

где

$$V_m = B + \frac{p_0 T_a z}{p T_0}(\Gamma - S), \qquad \text{(VII. 88)}$$

где B — объемный коэффициент пластовой нефти при давлении p в *м³* пластовой нефти на *м³* товарной (величина B должна соответствовать T_a, но поскольку этих даных обычно не бывает, для расчетов используют величину B, определенную при пластовой температуре); S — растворимость газа в нефти при давлении p в *м³/м³*; T_a — средняя арифметическая температура в трубопроводе в °К; p — абсолютное давление в *ат*; p_0 — стандартное абсолютное давление в *ат*; T_0 — стандартная температура в °К; z — коэффициент сверхсжимаемости газа при температуре T_a и давлении p.

Если растворимость газа близка к нулю, как в смесях воздуха и воды, или если давление невелико, растворимостью можно пренебречь:

$$V_m = 1 + \frac{p_0 T_a z \Gamma}{p T_0}. \qquad \text{(VII. 89)}$$

Вязкость нефти можно определить по методу Била (Beal) [IV. 99]. Вязкость газа определяется по рис. IV, 107.

4. Вносят в полученные величины перепада давления dp/dL поправки, взятые по рис. VII. 17.

5. Определяют изменение давления вдоль трубопровода путем интегрирования последовательно наращиваемых величин. Составляют график для получения давления на желательном расстоянии от начала трубопровода.

Пример [VIII. 8]

Производительность скважины, эксплуатируемой газлифтом, 63,5 *м³/сутки* товарной нефти с общим газовым фактором 178,3 *м³/м³*. Абсолютное давление на выходе из сепаратора, находящегося на расстоянии 305 *м* от устья скважины, равно 3,5 *ат*. Продукция скважины по-

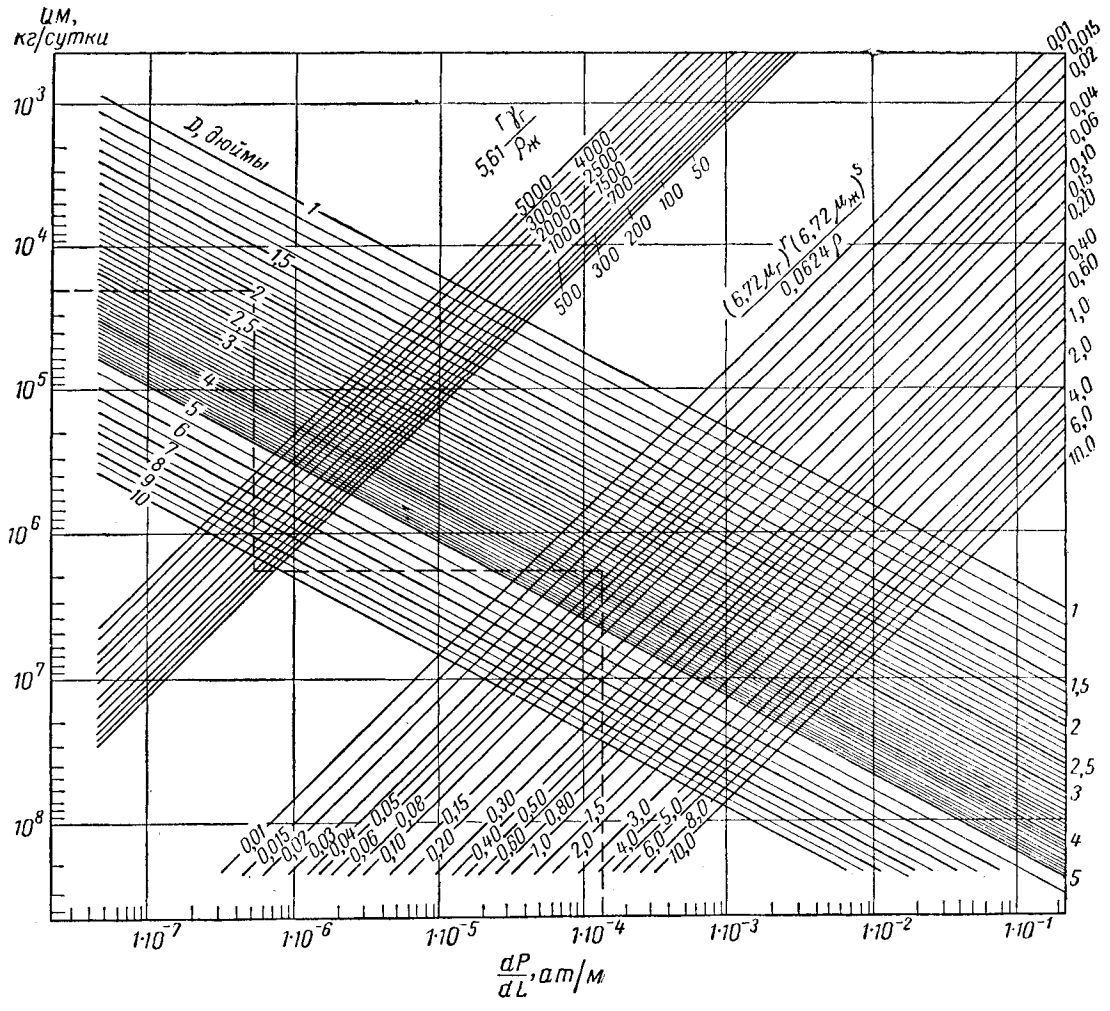


Рис. VII. 16. График для определения перепада давления при горизонтальном многофазном потоке в трубах [VII. 8].

дается в него по горизонтальному трубопроводу с номинальным диаметром 50,8 *мм*.

При газлифте желательно поддерживать низкое давление на устье скважины. Вычислить: давление на устье скважины при использовании трубопроводов внутренним диаметром 5,07, 7,6 и 10,13 *см*. Построить график зависимости давления на устье скважины от диаметра трубопровода.

Другие необходимые для расчета данные таковы: $T_a = 23{,}9°$ С; $\gamma_г = 0{,}65$; $\rho_ж = 0{,}80$; $\mu_г = 0{,}014$ *спз* или $1{,}4 \times 10^{-4}$ *пз* при 23,9° С и абсолютном давлении, равном 3,5 *ат*; $\mu_ж = 0{,}60$ *спз* или 60×10^{-4} *пз* при 23,9° С и абсолютном давлении, равном 3,5 *ат*.

Решение

1. Вычисляем QM:

$M = 1000\ \rho_ж + 1{,}22\ \gamma_г\ \Gamma = 941{,}5$ *кг/м*³,

$QM = 63{,}5 \times 941{,}5 = 59780$ *кг/сутки*.

2. Вычисляем $\Gamma\ (\gamma_г/\rho_ж)$:

$$\Gamma\left(\frac{\gamma_г}{\rho_ж}\right) = 178{,}4\ \frac{0{,}65}{0{,}80} = 144{,}9.$$

Чтобы можно было применять расчетный график, вычисляем

$$5{,}61\ \Gamma\left(\frac{\gamma_г}{\rho_ж}\right) = 5{,}61 \times 144{,}9 = 812{,}5.$$

3. Вычисляем $\mu_г^r \mu_ж^S / \gamma$.

Следует определить вязкость жидкости, выходящей из трубопровода. Если перепад давления ожидается меньше 7 *ат*, изменением в вязкости пластовой жидкости можно пренебречь. Если давление невелико, можно пренебречь растворимостью газа и использовать для вычисления V_m уравнение (VII. 88).

$k = \Gamma\left(\frac{\gamma_г}{\rho_ж}\right)\gamma_в$, где $\gamma_в$ — удельный вес воздуха в *г/см*³.

$$a = \frac{k}{k+1} = \frac{144{,}9 \times 0{,}00122}{144{,}9 \times 0{,}00122 + 1} = 0{,}151,$$

$$b = \frac{1}{e^{0{,}1k}} = \frac{1}{e^{0{,}0178}} = 0{,}980.$$

$r = 0{,}12$ $a = 0{,}018$, $S = 0{,}12$ $b = 0{,}118$.

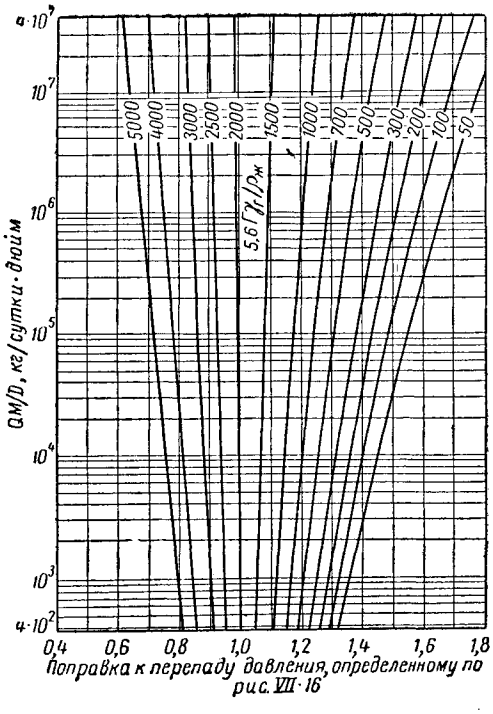


Рис. VII. 17. Поправочные коэффициенты к рис. VII. 16, [VII. 8].

Чтобы можно было пользоваться графиком (рис. VII. 16), вычисляем не $\mu_г^r$ и $\mu_ж^S$, а следующие величины:

$$(6{,}72\mu_ж)^S = (6{,}72 \times 60 \times 10^{-4})^{0{,}118} = 0{,}397,$$

$$\left(6{,}72\mu_г\right)^r = \left(6{,}72 \times 1{,}4 \times 10^{-4}\right)^{0{,}018} = 0{,}812,$$

$$\left(6{,}72\mu_г\right)^r \left(6{,}72\mu_ж\right)^S = 0{,}322.$$

По этим же соображениям вычисляем величины 0,0624ρ:

$$0{,}0624\rho = \frac{0{,}0624M}{V_m} = \frac{0{,}0624 \times 941{,}5}{V_m},$$

$$V_m = 1 + \frac{p_0 T_a}{T_0} \Gamma \frac{z}{p},$$

$$V_m = 1 + \frac{1{,}033 \times 297{,}1 \times 178{,}4}{288{,}8} \frac{z}{p},$$

$$V_m = 1 + 189{,}6 \frac{z}{p}.$$

Предположив, что $z = 1{,}0$, вычисляем z/p для абсолютных p, равных 3,5, 4,2, 4,9, 5,6, 6,3 и 7 *ат*. Тогда можно вычислить V_m, соответствующее этим величинам. После этого вычисляем величины функции $\frac{(6{,}72\mu_г)^r \times (6{,}72\,\mu_ж)^S}{0{,}0624\rho}$ и по рис. VII. 16 определяем соответствующие им значения dp/dL.

Абсолютное p, *ат*	V_m	$\frac{0{,}0624\,\rho}{0{,}0624\,M} = \frac{}{V_m}$	$\frac{(6,72\,\mu_г)^r\,(6{,}72\,\mu_ж)^S}{0{,}0624\rho}$	dp/dL, *ат*/100 *м*
3,5	55,2	1,084	0,297	1,31
4,2	46,2	1,296	0,248	1,06
4,9	39,7	1,507	0,214	0,92
5,6	34,9	1,724	0,187	0,83
6,3	31,1	1,933	0,167	0,75
7,0	28,2	2,150	0,150	0,69

4. Вносим в полученные величины перепада поправки, взятые по рис. VII. 17. Вычисляем QM/D, где D — диаметр трубы в дюймах:

$$\frac{QM}{D} = 59780 \frac{1}{1{,}995} = 2{,}9 \cdot 10^4,$$

$$5{,}61\Gamma \frac{\gamma_г}{\rho_ж} = 812{,}5.$$

Поправочный коэффициент равен 1,21.

Абсолютное p, *ат*	$\frac{dp}{dL}$, абс. *ат*/100 *м*	Скорректированный $\frac{dp}{dL}$, абс. *ат*/100 *м*
3,5	1,31	1,59
4,2	1,06	1,29
4,9	0,92	1,10
5,6	0,83	1,01
6,3	0,75	0,90
7,0	0,69	0,83

5. Интегрируем $\frac{dp}{dL}$.

Абсолютное p, *ат*	Абсолютное Δp, *ат*	$\frac{dp}{dL}$, абс. *ат*/100 *м*	$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{ср}$	$\frac{\Delta p}{\left(\frac{dp}{dL}\right)_{ср}}$, *м*	L, *м*
3,5	—	1,59	—	—	0
4,2	0,7	1,29	1,44	48,6	48,6
4,9	0,7	1,10	1,20	58,4	107,0
5,6	0,7	1,01	1,05	66,0	173,0
6,3	0,7	0,90	0,95	73,3	246,3
7,0	0,7	0,83	0,86	81,2	327,5

По графику, построенному в координатах p — L, находим, что $L = 305$ *м* соответствует абсолютному давлению 6,8 *ат*, т. е. перепад давления в соединительном 2″ трубопроводе составит 3,3 абс. *ат*.

Аналогичные расчеты показывают, что увеличение диаметра трубопровода до 7,6 *см* значительно снижает потребное давление на устье скважины, что приведет к увеличению эффективности газлифта (рис. VII. 18).

На рис. VII. 19 — VII. 26 показаиа зависимость перепада давления от различных параметров двухфазного потока.

Вертикальный поток. Общие положения, характеризующие горизонтальный поток, относятся и к вертикальному. Однако вертикальный многофазный поток изучен лучше горизонтального, возможно, потому, что механизм вертикального течения жидкостей яснее, чем гори-

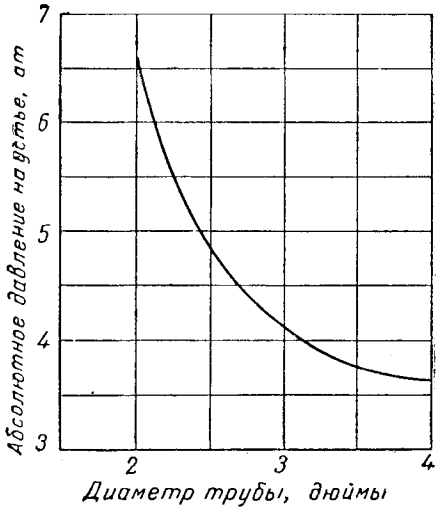


Рис. VII. 18. Решение примера расчета.
$Q = 63{,}5$ *м³/сутки*; $\Gamma = 178{,}3$ ст. *м³/м³*; $L = 305$ *м*. Абсолютное давление на выходе из сепаратора 3,5 *ат*.

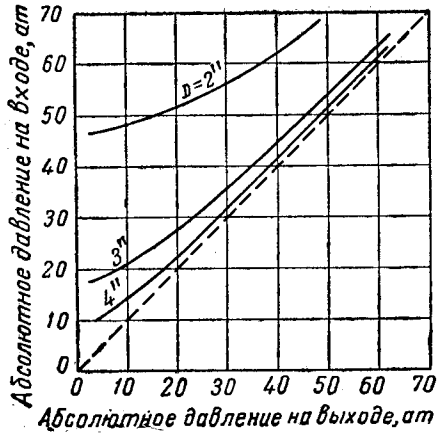


Рис. VII. 19. Влияние диаметра труб на перепад давления при различных уровнях давления [VII. 8].
$L = 16{,}1$ *км*; $Q = 63{,}5$ *м³/сутки*; $\Gamma = 178{,}3$ *м³/м³*; $\gamma_г = 0{,}65$; $\rho_ж = 0{,}80$; $T = 24°$ С.

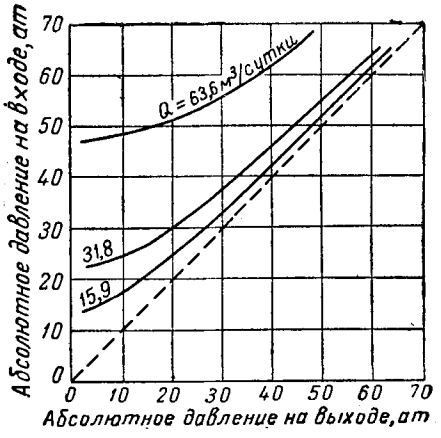


Рис. VII. 20. Влияние дебита скважины на перепад давления при различных уровнях давления [VII. 8].
$D = 2''$; величины Γ, L, $\gamma_г$, $\rho_ж$ и T те же, что и на рис. VII. 19.

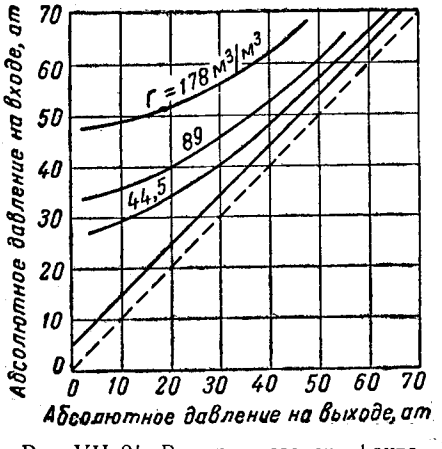


Рис. VII. 21. Влияние газового фактора на перепад давления при различных уровнях давления [VII. 8].
$D = 2''$; величины L, Q, $\gamma_г$, $\rho_ж$ и T те же, что и на рис. VII. 19.

зонтального. Задача заключается в расчете изменения давления в колонне насосно-компрессорных труб в зависимости от глубины для потока вещества известных параметров. Решение этой задачи для фонтанирующих скважин позволяет определить взаимозависимость диаметра колонны насосно-компрессорных труб, дебита, забойного давления и ряда иных переменных. Это имеет особое значение при расчете газлифтного оборудования скважин. На основании подобных вычислений можно получить данные о том, на какой глубине и при каком давлении можно подавать газ в лифтовые трубы, какова должна быть оптимальная мощность для подъема нефти, а также данные о влиянии дебита и диаметра насосно-компрессорных труб на эти параметры [VII. 7]. Иными словами, подобные расчеты позволяют систематически изучать влияние одних переменных на другие.

Законам, управляющим потоком смеси жидкости и газа по вертикальным трубам, посвящено много изысканий. Однако лишь в последнее время было найдено что-то приближающееся к общему решению для фонтанирующих и газлифтных скважин (Питманн и Карпентер [VII. 31]).

Основные различия между методом, примененным Питманном и Карпентером, и методами, использованными в предшествующих исследованиях, заключаются в следующем.

1. Корреляция основывается на промысловых данных, охватывающих широкий диапазон эксплуатационных условий. Использование промысловых данных исключает необходимость переноса результатов лабораторных исследований на промышленные условия.

2. Поднимающаяся по трубам продукция скважины рассматривалась как гомогенный продукт и корреляция потерь энергии составлялась на этой осиове.

3. Вместо местных значений плотности или удельного объема использовались величины общей плотности или

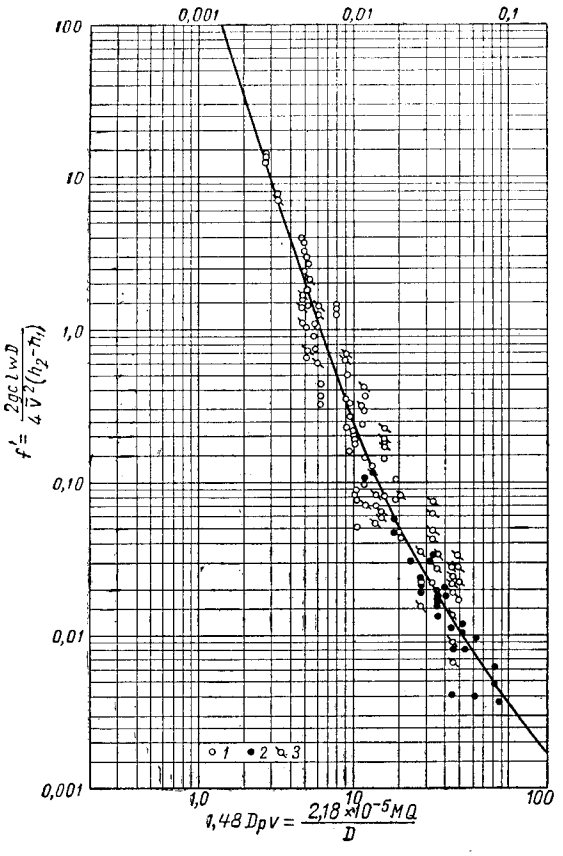


Рис. VII. 22. Корреляция измеренных на промыслах параметров фонтанирующих и газлифтных скважин [VII. 31].

1 — фонтанирующие скважины; *2* — газлифтные скважины; *3* — данные Горного бюро США.

удельного объема поднимающегося по стволу скважины потока.

При установившемся движении за единицу времени в колонну насосно-компрессорных труб поступает и из нее выходит равное количество нефти и газа. Вследствие задержки жидкости газ течет с большей линейной скоростью, чем жидкость. Поэтому отношение масс жидкости и газа в колонне насосно-компрессорных труб в любой момент больше такового при поступлении обоих компонентов в колонну. В результате начальный удельный объем меньше удельного объема всего потока. А энергию, необходимую для преодоления необратимостей, присущих течению вещества, определяют как раз по удельному объему потока. Энергия потока, поступающего в колонну и выходящего из нее, является функцией давления и объема на входе и выходе из колонны труб, а не соответствующих местных показателей потока.

При вычислении плотности или удельного объема потока учитывается как массопередача между текущими компонентами, так и вся масса газовой и жидкой фаз. Относительно типа потока принимается единственное допущение о том, что жидкость, поднимающаяся по вертикальной колонне труб, движется с высокой степенью турбулентности.

Благодаря этому потери энергии, обусловленные вязким сдвигом, ничтожны и поток можно считать не зависящим от вязкости.

Предложенная методика основана на использовании двухфазного коэффициента гидравлического сопротивления f', выведенного на основе данных по 49 фонтанирующим и газлифтным скважинам, работающим в широком диапазоне условий (рис. VII. 22). Следует отметить, что f' отнесен к гидравлическому радиусу, поэтому $f' = f/4$. На основании коэффициента двухфазного трения f' составлены расчетные графики (рис. VII. 23, VII. 24 и VII. 25) для насосно-компрессорных труб диаметром 2″; 2,5″ и 3″.

Можно построить аналогичные графики для труб и иных диаметров, если предположить, что выведенная корреляция коэффициента f' будет сохранять силу и для них.

Определив плотность при любом давлении, можно высчитать dp/dh для этого давления. Затем, нанеся на график величину, обратную dp/dh, в зависимости от давления и интегрируя ее, можно получить картину изменения давления с глубиной. Другой метод определения изменения давления с глубиной заключается в нахождении средней интегральной плотности $\bar{\rho}$ в пределах давлений от p_1 до p_2, а по ней величины $\frac{p_1 - p_2}{h_2 - h_1}$. Разделив последнюю на $p_1 - p_2$, получим разницу высот точек в колонне, соответствующих этим давлениям. После этого легко построить полный профиль давления.

Большое значение имеет кривизна линий на рис. VII. 23 — VII. 25. При высоких расходах скорость высока и задержки жидкости не происходит. Перепады давления в этом интервале возникают в основном под действием сил трения, и по мере снижения скорости (расхода) снижается и перепад. При низких расходах и скоростях в трубах происходит значительная задержка (торможение) жидкости. Перепад давления в этих условиях является в основном результатом этого явления. По мере снижения скорости (расхода) задержка жидкости увеличивается, что в свою очередь увеличивает перепад давления. Сочетание этих двух факторов, наблюдающихся при движении смеси жидкости и газа, обладающей постоянной плотностью, отражается на кривизне линий, что и показано на диаграммах.

Метод расчета профиля давления для многофазного потока жидкости и газа по вертикальной колонне насосно-компрессорных труб следующий.

1. Определяют массовый расход QM. При этом Q выражается в *м³/сутки* товарной нефти, а M — общая масса газа, нефти и воды в *кг/м³* товарной нефти, поступающая в трубы и выходящая из них. M можно рассчитать по следующему уравнению:

$$M = 1000\gamma_0 + 1{,}22\gamma_г\Gamma + 1000\gamma_в V_в, \quad \text{(VII. 90)}$$

где M — общий удельный дебит скважины в *кг/м³* товарной нефти; γ_0 — удельный вес товарной нефти в *г/см³*; $\gamma_г$ — удельный вес газа, выходящего из сепаратора (удельный вес воздуха = 1); $\gamma_в$ — удельный вес добываемой воды в *г/см³*; Γ — газовый фактор в *м³/м³* товарной нефти; $V_в$ — водяной фактор в *м³/м³* товарной нефти.

2. Исходя из давления, принятого за базовое (обычно давление у башмака насосно-компрессорных труб или на забое скважины), задаются несколькими значениями давления по длине лифтовой колонны и для каждого из них вычисляют γ или $\bar{\gamma}$:

$$\gamma = \frac{M}{V_m}, \quad \text{(VII. 91)}$$

$$\bar{\gamma} = \frac{M}{\bar{V}_m}, \quad \text{(VII. 92)}$$

где V_m — число *м³* смеси газа, нефти и воды при давлении p, приходящееся на *м³* товарной нефти, вычислен-

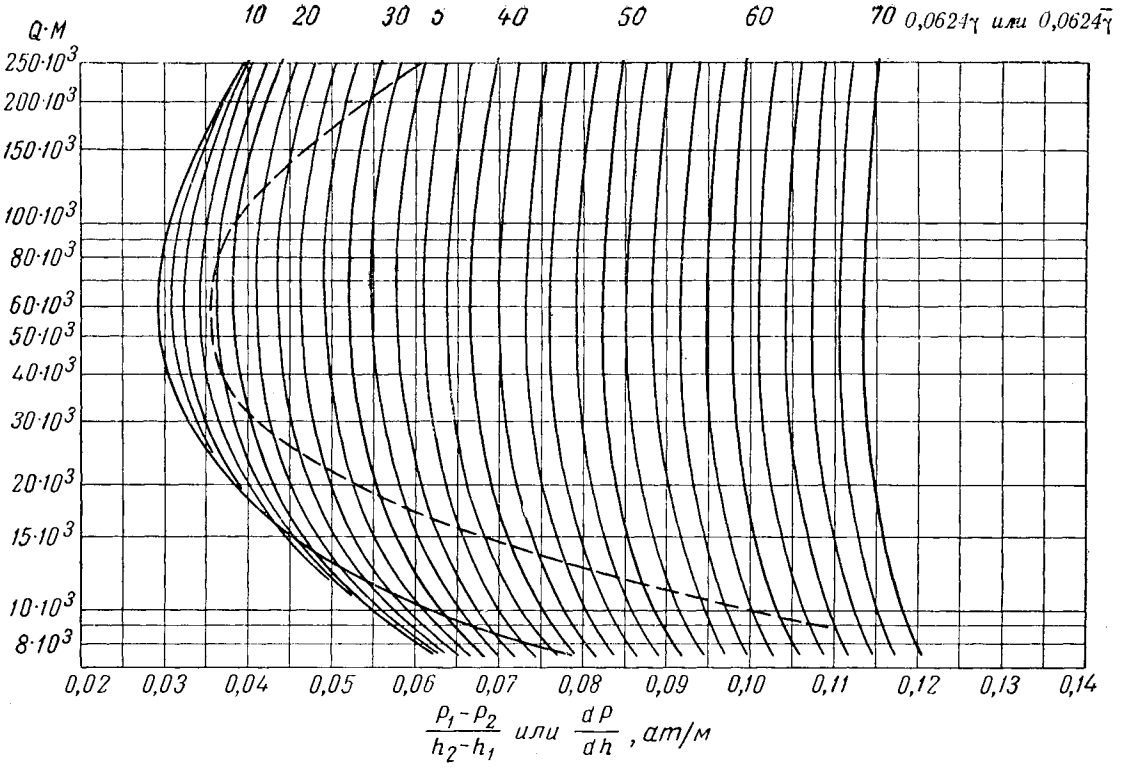


Рис. VII. 23. График для расчета падения давления в колонне насосно-компрессорных труб номинальным диаметром 2″ (фактический внутренний диаметр 4,97 *см*) [VII. 31].

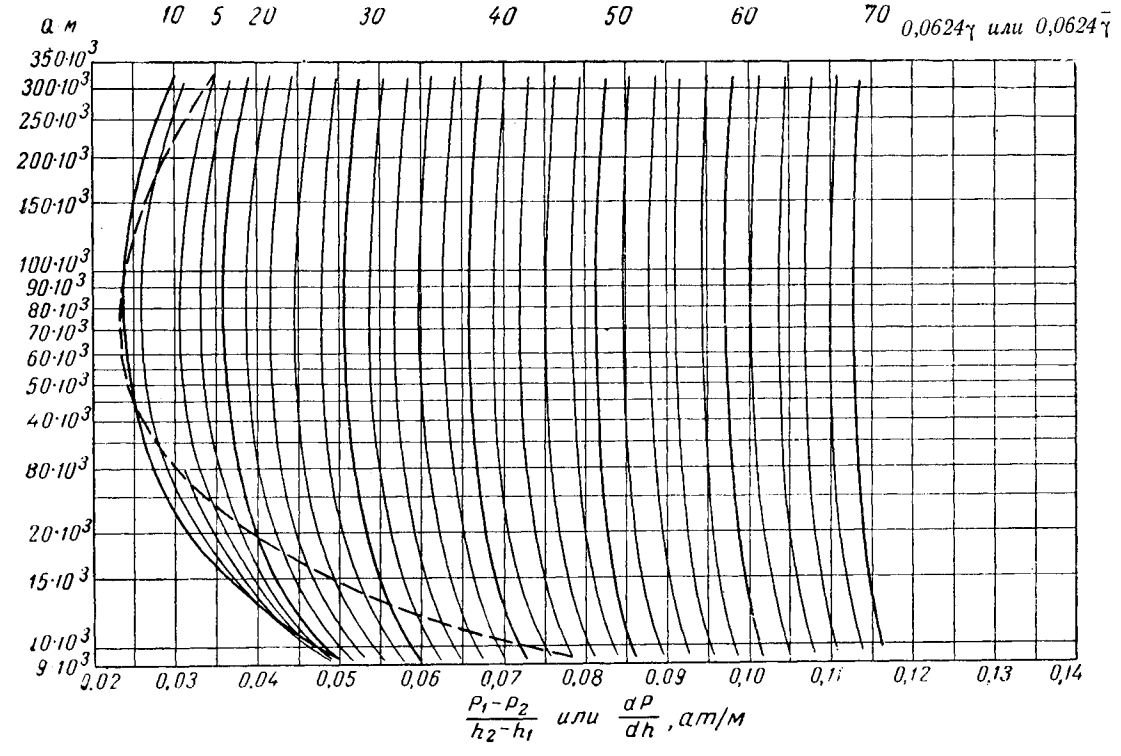


Рис. VII. 24. График для расчета падения давления в колонне насосно-компрессорных труб номинальным диаметром 2,5″ (фактический внутренний диаметр 6,19 *см*) (Питтмен и Карпентер [VII. 31]).

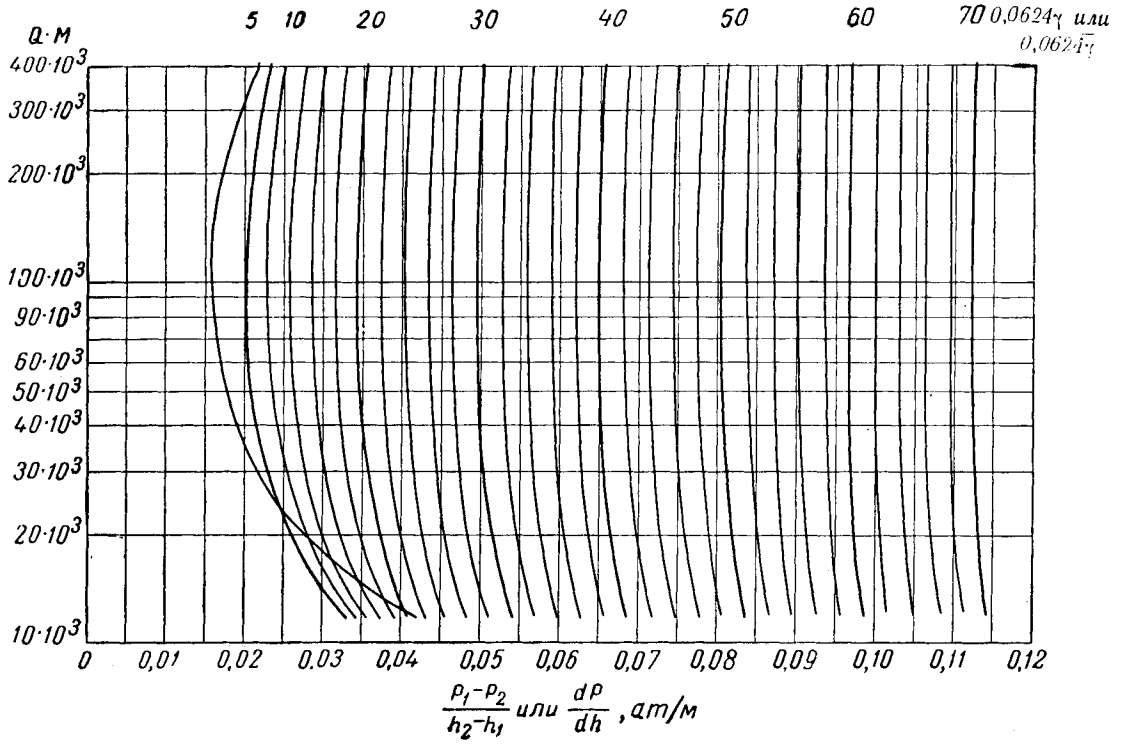


Рис. VII. 25. График для расчета падения давления в колонне насосно-компрессорных труб номинальным диаметром 3″ (фактический внутренний диаметр 7,81 *см*) (Питтмен и Карпентер [VII. 31]).

ное на основе соотношения между флюидами в потоке, поступающем в колонну насосно-компрессорных труб и выходящем из нее:

$$V_m = B + \frac{p_0 T_a}{p T_0} z (\Gamma - S) + V_в, \quad \text{(VII. 93)}$$

где B — объемный коэффициент пластовой нефти при давлении p в $м^3$, пластовой нефти на $м^3$ товарной нефти. Величина B должна соответствовать T_a. Но поскольку этих данных обычно не бывает, для расчетов используют величину B, определенную при пластовой температуре; S — растворимость газа в нефти при давлении p в $м^3/м^3$; T_a — средняя арифметическая температура в колонне насосно-компрессорных труб в °К; p — абсолютное давление в *ат*; p_0 и T_0 — стандартные абсолютное давление и температура в *ат* и °К соответственно; z — коэффициент сверхсжимаемости газа при температуре T_a и давлении p.

В рассматриваемом интервале давлений объемный коэффициент пластовой нефти и растворимость газа часто можно выразить в виде линейной функции давления. Тогда V_m можно вычислить следующим образом:

$$V_m = n_f p + B_i + \frac{p_0 T_a z}{T_0}\left(\frac{\Gamma}{p} - n_S - \frac{S_i}{p}\right) + V_в, \quad \text{(VII. 94)}$$

где n_f — наклон кривой объемного коэффициента пластовой нефти; B_i — точка пересечения прямой линии с кривой объемного коэффициента пластовой нефти; n_S — наклон кривой растворимости; S_i — точка пересечения кривой растворимости.

$\bar{V}_m$ определяется следующим образом:

$$\bar{V}_m = \frac{\int_{p_2}^{p_1} V_m dp}{p_1 - p_2}. \quad \text{(VII. 95)}$$

Если уравнение (VII. 94) используется для вычисления V_m, тогда $\bar{V}_m$ можно определить по следующей формуле:

$$\bar{V}_m = 0{,}5 n_f (p_1 - p_2) + (B_i + V_в) + \frac{p_0 T_a}{T_0 (p_1 - p_2)}\left[(\Gamma - S_i)\int_{p_{r,2}}^{p_{r,1}} \frac{z}{p_r} dp_r - n_S p_c \int_{p_{r,2}}^{p_{r,1}} z dp_r\right]. \quad \text{(VII. 96)}$$

Значения интегралов находят по таблицам, приведенным в приложении.

3. Найдя γ или $\bar{\gamma}$ при различных величинах давления или для последовательно наращиваемых велнчин давления, определяют по соответствующему графику (рис. VII. 20—VII. 25) перепад давления, соответствующий данному давлению или приращению давления. По полученным данным строится профиль давления.

Пример

Нефтяная скважина фонтанирует с дебитом 9,5 $м^3/сутки$. Пластовое абсолютное давление составляет 314,8 *ат*. Эксплуатируемый пласт находится на глубине 3341 *м*. Вычислить динамическое забойное давление. Дополнительные необходимые для расчета данные таковы.

Динамическое устьевое абсолютное давление в колонне насосно-компрессорных труб 88,9 *ат*.

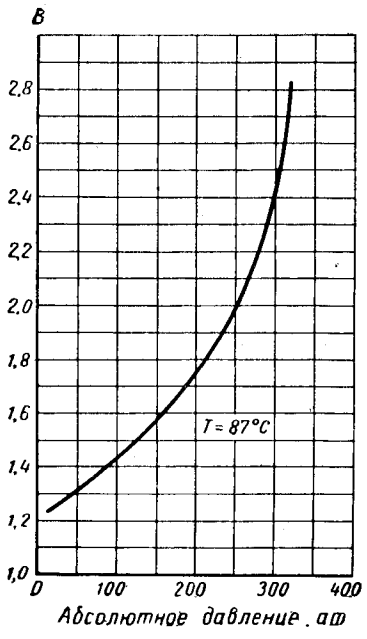


Рис. VII. 26. Объемный коэффициент пластовой нефти в приведенном примере расчета [VII. 31].

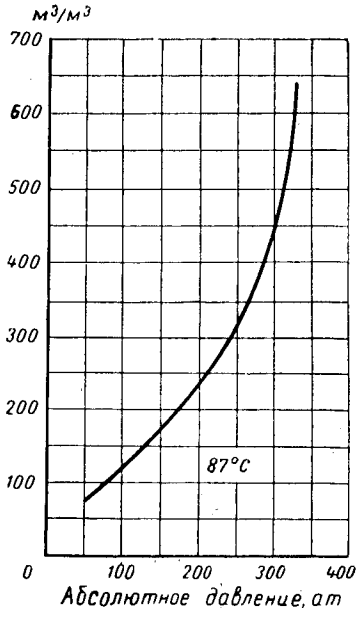


Рис. VII. 27. Кривая растворимости газа в нефти для приведенного примера расчета (Питтмен и Карпентер [VII. 31]).

Внутренний диаметр труб 6,2 *см*.

Газовый фактор 401 $м^3/м^3$.

Величина B определяется по рис. VII. 26, а S — по рис. VII. 27.

Удельный вес товарной нефти при 15,6° С равен 0,8044.

Относительный удельный вес газа, выходящего из сепаратора, 0,796.

Температура пласта 87,2° С.

Принятая температура на устье скважины 24° С.

Решение

а) Вычисляем M, пользуясь уравнением (VII. 90);

$$\rho_0 = 0{,}8044,\ \gamma_г = 0{,}796,\ \Gamma = 401,\ V_в = 0.$$

$M = 1000 \times 0{,}8044 + 1{,}22 \times 0{,}796 \times 401 = 1196$ *кг/м³* нефти,

б) Вычисляем QM;

$$QM = 9{,}5 \times 1196 = 11395\ кг/сутки.$$

в) Вычисляем V_m с помощью уравнения (VII. 93) и рис. VII. 26 и VII. 27.

Берем приращения давления приблизительно в 42 *ат*. Расчеты сведены в табл. VII. 6.

Таблица VII. 6

Расчет V_m

p	p_r	z	B	$\frac{1{,}175\,z}{p}$	S	$401-S$	$\frac{1{,}175\,z}{p} \times (401-S)$	$B + \frac{1{,}175\,z}{p} \times (401-S) = V_m$
88,9	1,91	0,780	1,42	0,01011	105	296	2,99	4,41
126,5	2,71	0,725	1,51	0,00660	140	261	1,72	3,23
168,7	3,62	0,713	1,63	0,00487	187	214	1,04	2,67
211	4,52	0,740	1,78	0,00404	242	159	0,64	2,42
253	5,43	0,791	1,98	0,00360	317	84	0,30	2,28

г) Вычисляем плотность при данной температуре, пользуясь уравнением (VII. 91). Для возможности пользования расчетными графиками вычисляются значения $0{,}0624\rho$. По рис. VII. 24 определяем перепад давления dp/dh, соответствующий давлению p. Используя средний по приращению давления перепад, вычисляем приращение глубины, соответствующее давлению. Этот этап вычислений показан в табл. VII. 7.

Таблица VII. 7

Вычисление данных для построения профиля давления

p	V_m	$0{,}0624\,\rho = \frac{0{,}0624\,M}{V_m}$	$\frac{dp}{dh}$	$\left(\frac{dp}{dh}\right)_{ср}$	$p : \left(\frac{dp}{dh}\right)_{ср}$	Глубина h, *м*
88,9	4,41	16,95	0,0441			
126,5	3,23	23,95	0,0490	0,04655	808	808
168,7	2,67	27,90	0,0547	0,05186	813	1621
211,0	2,42	30,85	0,0584	0,05659	748	2370
253	2,28	32,60	0,0607	0,05960	680	3050

График расчетного профиля давления показан на рис. VII. 28. Абсолютное давление на глубине 3341 *м* составляет 272,1 *ат*.

Замеренное на промысле абсолютное забойное давление составляло 272,4 *ат* [VII. 31].

Вычисленные и измеренные давления в этом случае почти совпадают. Выбор приращений давления, по которым ведется расчет, процедура расчета, т. е. применение γ или $\overline{\gamma}$, и метод интегрирования — все это приводит к некоторым расхождениям. Например, при использовании

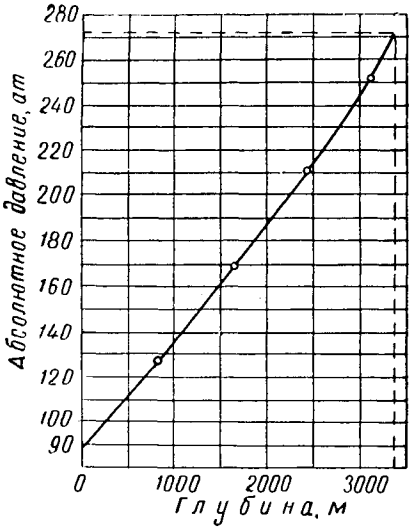


Рис. VII. 28. Вычисленный профиль давления в фонтанирующей скважине [VII. 31].

процедуры вычисления по $\bar{\gamma}$ и интегрировании V_m по тем же приращениям давления, что были применены в приведенном выше примере, было получено расчетное абсолютное забойное давление 265,7 *ат*.

Рекомендуется применять процедуру вычислений по приведенному выше примеру (табл. VII. 7). Чем меньше приращения давления, тем более точным будет результат.

Вопросы, связанные с применением описанной выше методики вычислений для расчета газлифтных установок, освещены в работах [VII. 7] и [VII. 31].

ПРОДУКТОПРОВОДЫ

Од [73] определил взаимозависимость коэффициента трения и числа Рейнольдса для трубопроводов, предназначенных для транспортировки бензина и керосина. Его формула, представляющая собой видоизменение формулы Хазена — Уилльямса, такова:

$$B = 0{,}0656k \frac{1}{\mu^{0,104}} \frac{p^{0,552} d^{2,656}}{\gamma^{0,448}}, \qquad \text{(VII. 97)}$$

где B — расход жидкости в $м^3/ч$; μ — вязкость продукта в *спз*; p — перепад давления от трения в *ат/км*; d — внутренний диаметр трубы в *см*; γ — удельный вес продукта в $г/см^3$; k — коэффициент шероховатости (1,0 для новых стальных труб).

ГЛАВА VIII

ИЗМЕРЕНИЕ РАСХОДА ГАЗА

С момента выхода из пласта и до поступления к месту использования (обычно в горелку) природный газ находится в непрерывном движении. Поэтому точный замер общего количества газа, прошедшего по данному трубопроводу за определенный промежуток времени, имеет большое значение.

Например, если при измерении расхода газа, транспортируемого по трубопроводу в количестве 8,5 млн. *м*³/*сутки*, будет допущена погрешность в 1%, то при цене газа в 1,6 цента за 1 *м*³ это причинит поставщику или покупателю убытки в размере 0,5 млн. долл. за год.

Очевидная важность точного измерения объемов газа побудила различные технические ассоциации объединить свои усилия в разработке стандартов и методов количественного измерения, приемлемых как для потребителей, так и поставщиков газа. Большой интерес проявляется промышленностью также к диафрагменным расходомерам [VIII. 17, VIII. 19, VII.9]. Американская газовая ассоциация (AGA) [VIII. 2], Американское общество инженеров-механиков (ASME) [VIII. 3], Калифорнийская ассоциация газового бензина (CNGA) [IV. 3] и Американская газобензиновая ассоциация (NGAA) [VIII. 5, VIII. 9] осуществили совместную программу изысканий и промышленных испытаний, целью которой была разработка стандартов на измерение расхода газа, обязательных для всех отраслей промышленности. Результаты этих работ опубликованы в 1955 г. в третьем докладе Комитета по измерению газа Американской газовой ассоциации «Диафрагменные расходомеры для природного газа» [VIII. 2].

Приборы, применяемые в настоящее время для измерения расхода газа, подразделяются на два типа: динамические и объемные (табл. VIII. 1). Для измерения больших объемов применяют в основном диафрагменные расходомеры. В этих счетчиках мерилом расхода является перепад давления в месте сужения. За исключением учета потребления газа в быту, почти при всех поставках количество газа измеряется диафрагменными счетчиками, использование которых обусловливается почти во всех договорах на продажу газа крупным потребителям. Объемный счетчик механически получает определенный объем газа из вышележащего источника, измеряет этот объем и «сбрасывает» его в нижележащий трубопровод. Имеется много разновидностей счетчиков и замерных устройств специального или лабораторного назначения.

Таблица VIII. 1

Основные типы газовых счетчиков

Динамическое измерение	Объемное измерение
Диафрагменные счетчики Счетчики с трубкой Вентури Счетчики с коническими насадками Измерители критического течения Трубки Пито Ротаметры Штуцеры	Мембранные (гармониковые) счетчики Лабораторные мокрые счетчики

§ 1. ИЗМЕРЕНИЕ РАСХОДА ДИАФРАГМЕННЫМИ СЧЕТЧИКАМИ

В большей части газомерных установок для определения расхода газа применяются диафрагменные счетчики. Их преимуществами, обеспечивающими широкое распространение, являются точность, прочность, простота конструкции, монтажа и эксплуатации, широкие пределы измерения и низкая стоимость. Их применению способствует также наличие стандартных таблиц поправочных коэффициентов для диафрагменных счетчиков типовой конструкции.

1. ДИАФРАГМЫ

Отбор давления производится через просверленные отверстия во фланцах или в трубе. Сужение, создаваемое диафрагмой на пути потока, вызывает увеличение скорости и соответствующий перепад давления. Энергия давления практически полностью преобразуется в скоростной напор, но восстановление давления при замедлении движения газа после прохождения им диа-

фрагмы является весьма неэффективным. На том же принципе основаны счетчики с трубкой Вентури и с соплами. Первые из них более эффективно преобразуют кинетическую энергию в энергию давления, чем вторые.

2. ВЫВОД ФОРМУЛ ДЛЯ ДИАФРАГМЕННЫХ СЧЕТЧИКОВ

Основой всех расчетов расхода для измерительных приборов, зависящих от динамических характеристик потока жидкости или газа, является общее уравнение энергии. Подобно уравнениям (VII. 1) или (VII. 2), его

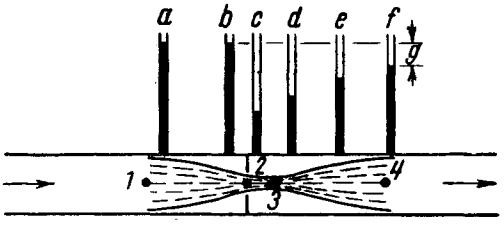


Рис. VIII. 1. Течение через отверстие диафрагмы.

можно записать для потока, движущегося между двумя точками трубы (*1* и *2* на рис. VIII. 1):

$$\int_1^2 v_0 dp + \int_1^2 v\frac{dv}{g_c} + \int_1^2 g\frac{dx}{g_c} = A - l_A, \qquad \text{(VIII. 1)}$$

где v_0 — удельный объем в *м³/кг* (величина, обратная плотности ρ); p — давление в *кГ/м²*; v — средняя линейная скорость течения в *м/сек*; g_c — коэффициент пересчета 9,81 (*кг/кГ*) (*м/сек²*); g — ускорение силы тяжести в *м/сек²*; x — расстояние по вертикали над нулевой отметкой в *м*; A — работа, производимая движущимся потоком, в *кГ · м/кг*; l_A — потери энергии на преодоление сил трения в *кГ · м/кг*.

Для большей части измерителей разность высот dx между точками *1* и *2* равна нулю и, поскольку поток не производит работы, $A = 0$. l_A выражает потери энергии на преодоление сил трения, вызванных вязкостью и турбулентностью движущейся среды. Эти потери можно выразить в форме, удобной для расчетов при измерении расхода газа, не применяя коэффициенты трения. $\int_1^2 v_0 dp$ является мерилом гидростатического напора в области диафрагмы, а $\int_1^2 vdv/g_c$ — это скоростной напор. По манометрам $a - f$ (рис. VIII. I) определяют, во-первых, превращение гидростатического напора в скоростной в пунктах от *b* до *c* и, во-вторых, обратное превращение скоростного напора в гидростатический в пунктах от *c* до *f*.

Основным для диафрагм является следующее уравнение:

$$c^2 \int_1^2 v_0 dp + \int_1^2 \frac{vdv}{g_c} = 0. \qquad \text{(VIII. 2)}$$

Эмпирический коэффициент c^2 введен в уравнение для компенсации любых эффектов трения, которые могут происходить между точками *1* и *2*. Наивысшая скорость и наинизшее давление в потоке, прошедшем через диафрагму, наблюдаются в сечении точки *3* (сжатом сечении). Диаметр струи в сечении *3* меньше, чем в сечении *2*, но скорость известна только в последнем, поскольку известен лишь диаметр отверстия диафрагмы, а диаметр сжатого сечения неизвестен. С помощью коэффициента расхода c учитывается разность обоих диаметров, а также тот факт, что скорость вычисляется по размеру отверстия диафрагмы, а не сжатого сечения. Коэффициент c всегда меньше 1,0. В уравнении (VIII. 2) этот коэффициент введен во второй степени, чтобы окончательное уравнение расхода могло включать c лишь в первой степени.

Для решения уравнения (VIII. 2) следует знать взаимозависимость между удельным объемом v_0 и давлением p между точками *1* и *2*. Но для реальных газов интегрировать эту зависимость слишком сложно. Так как разность давлений по сравнению с абсолютной величиной давления невелика, пользуются средним значением удельного объема $\bar{v}_0$ или средней плотностью $\bar{\rho}$, выводя эту переменную из-под интеграла как величину постоянную. После интегрирования уравнения (VIII. 2) получаем

$$c^2 (p_2 - p_1)\,\bar{v}_0 = c^2 \frac{p_2 - p_1}{\bar{\rho}} = -\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g_c} \qquad \text{(VIII. 3)}$$

или в более принятой форме

$$\sqrt{v_2^2 - v_1^2} = c\sqrt{2g_c \frac{p_1 - p_2}{\bar{\rho}}}. \qquad \text{(VIII. 4)}$$

Скорость в линейных *м/сек* можно преобразовать в массовый расход в *кг/сек* посредством уравнения

$$W = \rho v S. \qquad \text{(VIII. 5)}$$

Подставляя уравнение (VIII. 5) в уравнение (VIII. 4) и учитывая, что $\bar{v}_1$ измеряется по площади трубы S_1, а v_2 — по S_2 (отверстие диафрагмы), и вводя $\beta = \frac{D_д}{D_т}$, где $D_д$ — диаметр диафрагмы, $D_т$ — диаметр трубы, получаем

$$W = cS_2\sqrt{\frac{\bar{\rho}(p_1 - p_2)\,2g_c}{1 - \beta^4}}, \qquad \text{(VIII. 6)}$$

где p_1 и p_2 — давления в трубе и диафрагме в *кГ/м²*; $\bar{\rho}$ — плотность жидкости в *кг/м³*; v — скорость жидкости в *м/сек*; S — площадь трубы в *м²*; $g_c = 9{,}81 \frac{кг}{кГ} \cdot \frac{м}{сек^2}$; $\beta = D_0/D_i$.

c в уравнениях (VIII. 4) или (VIII. 6) изменяется в зависимости от соотношения площадей β, а также от расхода. На рис. VIII. 2 приведены значения c, найденные для жидкостей, в зависимости от числа Рейнольдса, исчисляемого для условий прохождения потока через диафрагму. Для жидкостей, движущихся со значительной скоростью, коэффициент расхода при истечении через отверстие диафрагмы становится равным 0,610; для сжиженных газов — см. в [VIII. 11].

По уравнению (VIII. 4) можно определить v_1 или v_2, введя в него функцию β:

$$v_1 = v_т = c\sqrt{\frac{\beta^4 (p_1 - p_2)\,2g_c}{(1 - \beta^4)\,\bar{\rho}}}, \qquad \text{(VIII. 7)}$$

$$v_2 = v_д = c\sqrt{\frac{(p_1 - p_2)\,2g_c}{(1 - \beta^4)\,\bar{\rho}}}. \qquad \text{(VIII. 8)}$$

Эти формулы для однофазных потоков — жидкости или газа. Однако для природного газа производятся дальнейшие упрощения, позволяющие использовать простые коэффициенты.

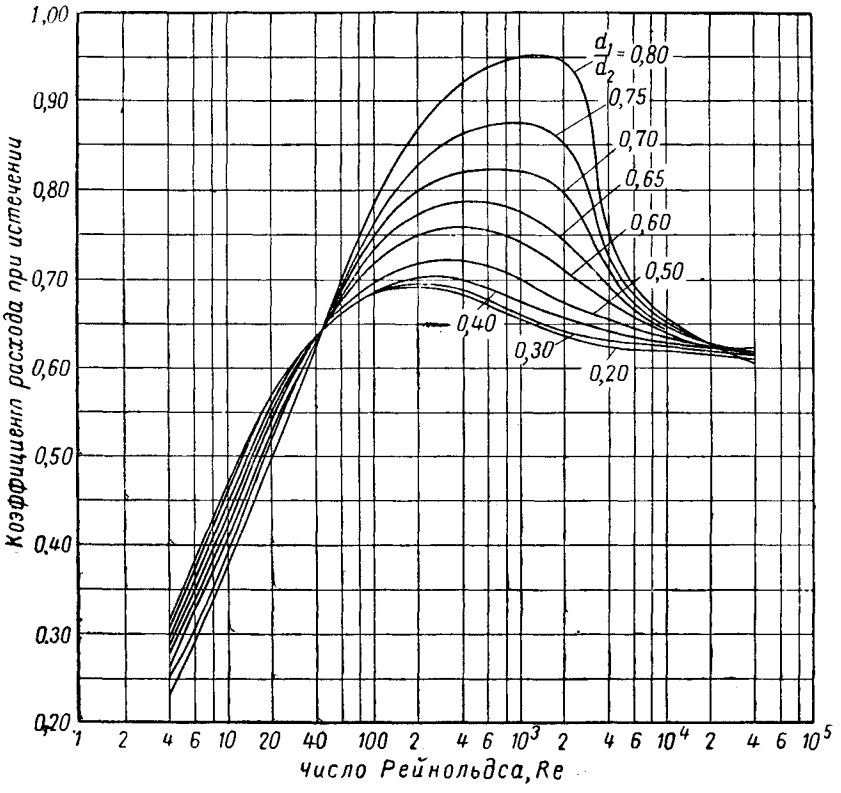


Рис. VIII. 2. Коэффициент расхода при истечении жидкостей через остроконечное отверстие диафрагмы [VIII. 20].

d_1 — диаметр отверстия диафрагмы; d_2 — внутренний диаметр труб.

3. ФОРМУЛЫ ДЛЯ ДИАФРАГМЕННЫХ ИЗМЕРИТЕЛЕЙ РАСХОДА ПРИРОДНОГО ГАЗА

Для газов среднюю плотность $\bar{\rho}$, входящую в уравнения (VIII. 4) и (VIII. 6), можно выразить в единицах давления, температуры и коэффициента сверхсжимаемости:

$$\bar{\rho} = \frac{29\gamma\bar{p}}{zR\bar{T}}, \qquad \text{(VIII. 9)}$$

где 29 — молекулярный вес воздуха; γ — удельный вес газа (по воздуху); p — давление в $кГ/м^2$; R — газовая постоянная, $848\frac{кГ\cdot м}{моль\cdot{}^\circ C}$; T — абсолютная температура в °К; z — коэффициент сжимаемости.

Средние давления, температуры и коэффициенты сжимаемости должны определяться для условий, имеющих место между точками *1* и *2* (рис. VIII. 1). Давление обычно замеряют либо перед диафрагмой, либо после нее, среднюю температуру потока — по температуре застойной зоны.

Если формула диафрагменного измерителя предназначается для тысяч повседневных расчетов, их процедура должна быть особенно простой. Подобное упрощение обеспечивается разработкой ряда поправочных коэффициентов, сведенных для удобства в таблицы.

Чтобы выразить уравнение (VIII. 6) в единицах измерения параметров природного газа, сделаем следующие преобразования:

$$Q = \frac{W \times 3600 \times 23{,}66}{29\gamma}, \qquad \text{(VIII. 10)}$$

где Q — расход газа при 15,6° С и 760 *мм рт. ст.* в $м^3/ч$; γ — удельный вес газа (воздух = 1,0); W — массовый расход в *кг/сек*; 23,66 — объем 1 *моль* газа при 15,6° С и 760 *мм рт. ст.* в $м^3$.

Сочетая уравнения (VIII. 9), (VIII. 10) и (VIII. 6), получаем

$$Q = \frac{3600 \times 23{,}66}{29\gamma} \frac{cS_2}{\sqrt{1-\beta^4}} \sqrt{2g_c \frac{(p_1 - p_2)\,29\gamma\bar{p}}{zRT}}, \qquad \text{(VIII. 11)}$$

$$Q = \frac{3600 \times 23{,}66\sqrt{2 \times 9{,}81}cS_2}{\sqrt{29}\sqrt{R}\sqrt{\gamma}\sqrt{T}\sqrt{z}\sqrt{1-\beta^4}} \sqrt{(p_1 - p_2)\,\bar{p}}. \qquad \text{(VIII. 12)}$$

Разность давлений до и после диафрагмы измеряется в *мм вод. ст.* Ее принято обозначать h.

Среднее давление $\bar{p}$ измеряется не в $кГ/м^3$, а $кГ/см^2$. Тогда

$$Q = \frac{3600 \times 23{,}66\sqrt{10000}\sqrt{19{,}62}cS_2}{\sqrt{29}\sqrt{848}\sqrt{\gamma}\sqrt{T}\sqrt{z}\sqrt{1-\beta^4}} \sqrt{h\bar{p}}, \qquad \text{(VIII. 13)}$$

где h в *мм вод. ст.*

По этому уравнению определяют расход, измеренный при стандартных в газовой промышленности США условиях (15,6° С и абсолютное давление, равное 1,033 *ат*). Поскольку стандартными могут быть другие условия, для соответствующего пересчета берут следующие коэффициенты:

$$F_{pb} = \frac{1{,}033}{p_b}, \quad F_{tb} = \frac{T_b}{288{,}7} \text{ для } T_b \text{ в °К}.$$

Принято устанавливать величину Q для температуры потока в 15,6° С относительного удельного веса газа,

равного I,0, и коэффициента сжимаемости $z = 1{,}0$. Поэтому в формулу вводят стандартные величины

$$\frac{1}{\sqrt{\gamma Tz}} = \sqrt{\frac{288{,}7}{T}}\sqrt{\frac{1}{\gamma}}\sqrt{\frac{1}{z}}, \qquad \text{(VIII. 14)}$$

$$Q = \frac{3600 \times 23{,}66\sqrt{10000}\sqrt{19{,}62}cS_2}{\sqrt{29}\sqrt{848}\sqrt{288{,}7}\sqrt{1-\beta^4}}\sqrt{\frac{288{,}7}{T}} \times$$

$$\times \sqrt{\frac{1}{\gamma}}\sqrt{\frac{1}{z}}(F_{pb}F_{tb})\sqrt{hp}\cdot \qquad \text{(VIII. 15)}$$

Числовые коэффициенты и значения постоянных c, β, S_2 выражают через один коэффициент F_b. Другие коэффициенты определяются следующим образом:

коэффициент температуры потока

$$F_{tf} = \sqrt{\frac{288{,}7}{T}};$$

коэффициент удельного веса

$$F_g = \sqrt{\frac{1}{\gamma}};$$

коэффициент сверхсжимаемости газа

$$F_{pv} = \sqrt{\frac{1}{z}}.$$

Уравнение (VIII. 15) преобразуется таким образом:

$$Q = F_bF_{tb}F_{pb}F_{tf}F_gF_{pv}\sqrt{hp}, \qquad \text{(VIII. 16)}$$

$$F_b = 1{,}416\frac{cS_2}{\sqrt{1-\beta^4}}, \qquad \text{(VIII. 17)}$$

где S_2 — площадь отверстия диафрагмы в *см*^{2}.

Обычно давление и температуру замеряют до диафрагмы. Расширение газа при прохождении через диафрагму является по существу адиабатическим. В этих условиях плотность потока изменяется, поскольку изменяются перепад давления и адиабатическая температура по уравнению [VIII. 70]. Для внесения поправок на это изменение плотности в формулу вводят коэффициент расширения Y, вычисленный для адиабатического и обратимого случаев. Величины z или F_{pv} определяют по давлению и температуре, измеренным до диафрагмы. В современной практике вычислений влияние расширения на температуру и давление в этой связи не учитывается.

Величина c, а следовательно, и F_b колеблются в зависимости от числа Рейнольдса и соотношения диаметров β. При сравнительно высоких скоростях в местах сужений эти изменения невелики. Они учитываются коэффициентом F_r. Величина F_b для данного сужения принимается за постоянную. Величины F_b, выведенные на основе измерения газовых потоков, приведены в табл. П. 10 (для фланцевого или трубного соединения). При пользовании этой таблицей следует учитывать равенство $F_b = 0{,}02118F_{bm}$, где F_{bm} — табличные данные.

Пример

Вычислить, пользуясь величинами c для жидкостей, F_b для трубы внутренним диаметром 146,3 *мм* при диаметре отверстия диафрагмы 25,4 *мм* и числе Рейнольдса, равном 10^6, во время прохождения жидкости через отверстие диафрагмы. Сравнить найденную величину с величиной, указанной в табл. П. 10.

Решение

Для $\mathrm{Re} = 10^6$ по рис. VIII. 2 экстраполяцией определяем $c = 0{,}61$.

Площадь отверстия диафрагмы

$$S_2 = \frac{\pi \times 2{,}54^2}{4} = 5{,}07\ см^2,$$

$$\beta = \frac{2{,}54}{146{,}3} = 0{,}17358,$$

$$\beta^4 = 0{,}09078,\ 1-\beta^4 = 0{,}90922,$$

$$F_b = 1{,}416\frac{0{,}61 \times 5{,}07}{\sqrt{0{,}90922}} = 4{,}592.$$

В табл. П. 10 указаны следующие величины: для трубного соединения $F_{bm} = 204{,}84$; тогда $F_b = 0{,}02118 \times 204{,}84 = 4{,}338$; для фланцевого соединения $F_{bm} = 200{,}96$, тогда $F_b = 0{,}02118 \times 200{,}96 = 4{,}256$.

Коэффициент $c = 0{,}61$, взятый по рис. VIII. 2 для жидкостей, завышен.

Для трубного соединения $c = 0{,}577$, для фланцевого 0,566.

Измеряемый перепад давления зависит от плотности газа, воздействующего на столб ртути. Поскольку тарировка обычно производится при атмосферном давлении или давлении, близком к нему, следует ввести поправку на плотность газа при высоком давлении. Этот поправочный коэффициент

$$F_m = \sqrt{\frac{\rho_{Hg} - \rho_f}{\rho_{Hg}}},$$

где ρ_{Hg} — плотность ртути, а ρ_f — плотность жидкости или газа, воздействующего на столбик ртути в счетчике. Поправочные коэффициенты F_m для газа приведены в табл. П. 19, составленной по данным AGA. Для всех природных газов при абсолютном давлении 70 *ат* и ниже величина поправки составляет менее 0,4%.

Полное уравнение диафрагмы, приведенное в третьем докладе AGA, таково:

$$Q = F_bF_rYF_{pb}F_{tb}F_{tf}F_gF_{pv}F_m\sqrt{hp}, \qquad \text{(VIII. 18)}$$

где Q — расход газа, измеренный при стандартных температуре и давлении, в *м*^{3}/*ч*; h — перепад давления, образованный сужением, в *мм вод. ст* при 15,6° С; p — абсолютное статическое давление (давление до сужения) в *кГ*/*см*^{2}; F_b — основной коэффициент расхода при истечении из отверстия диафрагмы, зависящий от диаметра трубы, диаметра отверстия диафрагмы и типа сужения (берется по таблицам); F_r — коэффициент поправки на число Рейнольдса; Y — коэффициент расширения; F_{pb} — коэффициент стандартного давления ($F_{pb} = 1{,}033/p_b$); F_{tb} — коэффициент стандартной температуры ($F_{tb} = T_b/288{,}7$; T_b в °К); F_{tf} — коэффициент температуры потока ($F_{tf} = \sqrt{288{,}8/T}$; T в °К); F_g — коэффициент удельного веса газа равен $\sqrt{1/\gamma}$; F_{pv} — коэффициент учета сверхсжимаемости ($F_{pv} = \sqrt{1/z}$); F_m — коэффициент поправки показаний манометра.

Таблицы этих коэффициентов разработаны AGA (VIII. 3), в сокращенном виде они представлены в приложении (табл. П. 10 — П. 19).

Для определения расхода газа через диафрагменный счетчик по указанному выше уравнению и таблицам AGA необходимо знать следующие величины: диаметр трубы, отверстия диафрагмы, перепад давления, вызываемый

сужением, давление газа в трубе перед диафрагмой, температуру потока, удельный вес газа, содержание углекислоты и азота в газе, тип отъема давления (фланцевое или трубное соединение).

Пример

Вычислить суточный расход природного газа через диафрагму при следующих условиях.

Барометрическое давление абсолютное 1,019 *ат*; диаметр трубы 303,2 *мм*; диаметр отверстия диафрагмы 101,6 *мм*; перепад давления на диафрагме 685,8 *мм вод. ст.*; статическое избыточное давление по манометру 47,6 *ат*; температура потока 23,9° С, удельный вес газа относительно воздуха 0,63; мольная доля CO_2 0,013; мольная доля N_2 0,031.

Тип счетчика — с фланцевым соединением.

Стандартная температура 15,6° С или 288,8° К.

Стандартное абсолютное давление 1,033 *ат*.

Решение

$$Q_c = 24F_bF_r\,YF_{tb}F_{pb}F_{tf}F_gF_{pv}F_m\sqrt{hp}\quad м^3/сутки,$$

$$\sqrt{hp} = \sqrt{685{,}8\,(47{,}67 + 1{,}02)} = 182{,}7.$$

По табл. П. 10 для фланцевого соединения $F_{bm} = 3620$, тогда $F_b = 0{,}02118 \times 3620 = 76{,}672$.

$$F_r = 1 + \frac{1{,}336b}{\sqrt{hp}} = 1 + \frac{1{,}336 \times 0{,}0206}{182{,}7} = 1{,}00015$$

(b определяем по табл. П. 11).

Y является функцией β:

$$\beta = \frac{d}{D} = \frac{101{,}6}{303{,}2} = 0{,}335,$$

а также функцией $0{,}00277\frac{h}{p}$:

$$0{,}00277\frac{h}{p} = 0{,}00277 = \frac{685{,}8}{48{,}69} = 0{,}039.$$

По табл. П. 12 интерполяцией определяем $Y = 09996$; $F_{tb} = 1{,}0$ (поскольку расход замеряется при 15,6° С); $F_{pb} = \frac{1{,}033}{1{,}030} = 1{,}0055$; $F_{tf} = 0{,}9859$ (по табл. П-14); $F_g = 1{,}2599$ (по табл. П. 13).

Для определения F_{pv} по методу, рекомендованному в третьем докладе AGA, необходимо вначале найти поправки на температуру и давление для $\gamma = 0{,}63$; $x_{CO_2} = 0{,}013$; $x_{N_2} = 0{,}031$.

По табл. П. 17 определяем ΔT

$$f_{tg} = \gamma - 0{,}472x_c - 0{,}793x_n = 0{,}630 - (0{,}472 \times 0{,}013) - (0{,}793 \times 0{,}031) = 0{,}599.$$

По табл. П. 17 путем интерполяции находим, что $1{,}8\Delta T = 0{,}5$, $\Delta T = 0{,}28°$ С.

По табл. П. 16 определяем Δp.

$f_{pg} = \gamma - 13{,}84x_c + 5{,}420x_n = 0{,}630 - (13{,}84 \times 0{,}013) + (5{,}420 \times 0{,}031) = 0{,}618$.

По табл. П. 16 интерполяцией находим, что $14{,}3\Delta p = 0{,}57$ или $\Delta p = 0{,}04$ *кГ/см²* при $f_{pg} = 0{,}618$.

Скорректированная температура равна $23{,}9 + 0{,}3 = 24{,}2°$ С.

Скорректированное избыточное давление равняется $47{,}67 + 0{,}04 = 47{,}71$ *ат*.

Из табл. П. 15 путем интерполяции определяем $F_{pv} = 1{,}0504$; по табл. П. 19 $F_m = 0{,}9985$; $Q = 24 \times 0{,}02118 \times 3260 \times 1{,}00015 \times 0{,}9996 \times 1{,}0055 \times 0{,}9859 \times 1{,}2599 \times 1{,}0504 \times 0{,}9985 \times 182{,}7 = 396600$ *м³/сутки*.

4. РАСЧЕТ КОЭФФИЦИЕНТА F_{pv}

Коэффициент F_{pv} учитывает поправку на отклонение от законов идеального газа.

Его величину можно определить по табл. П. 15 — П. 17 при помощи метода, рекомендованного в третьем докладе AGA (см. предыдущий пример). Можно применять также методы и таблицы CNGA [IV. 3].

F_{pv} можно вычислить по значению z. Методы расчета приведены в главе IV. Разница величин, F_{pv}, вычисленных по каждому из трех методов, для газа $\gamma = 0{,}63$ не превышает 1%.

Если необходимо определить F_{pv} для определенных групп газов, легко вывести суммарный коэффициент, который бы учитывал поправку на удельный вес, температуру и сверхсжимаемость, как это сделано в [VIII. 9]. Поскольку F_{pv} зависит от удельного веса газа, температуры и давления, величина суммарного коэффициента будет столь же точной, как и величина отдельно взятых коэффициентов, но при этом вдвое уменьшится число данных, которые необходимо заимствовать из таблиц, а также число умножений:

$$F_{\gamma Tz} = F_{pv}F_gF_{tf} = \sqrt{\frac{288{,}8}{\gamma Tz}}. \qquad (VIII.\ 19)$$

5. ВЛИЯНИЕ КОНДЕНСАТА, СОДЕРЖАЩЕГОСЯ В ИЗМЕРЯЕМОМ ПОТОКЕ ГАЗА

Газ, транспортируемый по магистральным трубопроводам, редко содержит конденсат. Однако в газе, выходящем из скважин при высоком давлении, может содержаться существенное количество как углеводородного конденсата, так и воды. Для определения влияния конденсата при давлении 100 *ат* были проведены испытания [VIII. 5] на горизонтальном и вертикальном трубопроводах диаметром 4″ с последующим разделением и измерением потоков обеих фаз. На рис. VIII. 3 показаны поправочные коэффициенты, являющиеся отношением расхода, определенного путем сложения результатов раздельного замера расхода газа и конденсата, пересчитанного в объем газа, к расходу, вычисленному по показаниям счетчика суммарного потока.

Изучение соотношений $p - V - T$ газов, вступающих в двухфазную область [VIII. 9], показало, что коэффи-

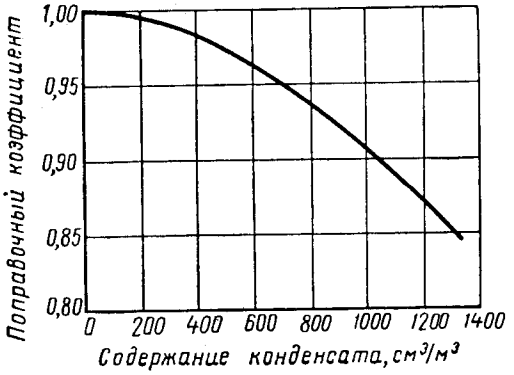


Рис. VIII. 3. Поправка на содержание конденсата в измеренном потоке газа.

поправочный коэффициент = $\frac{\text{н·м³ сухого газа + жидкость в пересчете на газ}}{\text{н·м³ по счетчику для двухфазного потока}}$.

циент сжимаемости дает достаточно четкое представление о суммарной плотности двухфазного потока. Для измерителей, работающих под давлением 70 *ат* и выше, при использовании для расчетов F_{vp}, величина которого определена по удельному весу суммарного потока, содержание углеводородного конденсата в количестве 125—250 *см*³ на *м*³ газа может быть приведено к объему газа. Это поведение углеводородных систем объясняет малую величину поправочных коэффициентов при низком содержании жидкой фазы (рис. VIII. 3).

6. ЗАМЕРНЫЕ УСТАНОВКИ

Характер течения газа через отверстие диафрагмы и возникающий перепад давления зависят в определенной степени от структуры потока на подходе к диафрагме. При асимметричном профиле скоростей перепад давления будет иным, чем при симметричном. В соответствии с этим расчетные формулы должны строиться для таких условий течения, которые можно должным образом охарактеризовать и воспроизвести. Вообще необходимо устранить нарушения в потоке на подходе к диафрагме, чтобы характер течения зависел только от диаметра трубы и расхода.

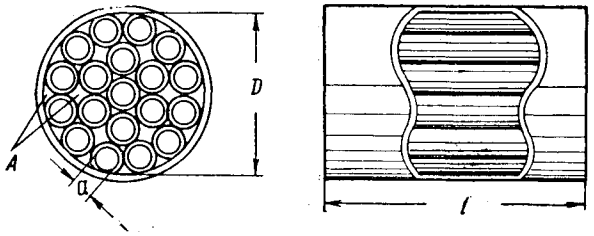
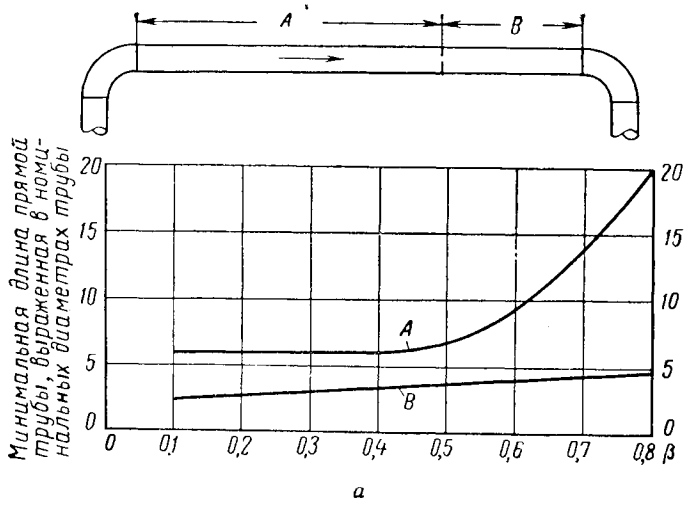


Рис. VIII. 4. Струевыпрямитель трубчатого типа (Комитет AGA по измерению газа, доклад № 3).

Для обеспечения однородности в работе диафрагменных счетчиков определенные габариты труб, в которых устанавливается сужение, стандартизуют. Неправильную структуру потока, являющуюся следствием возмущений в трубопроводе, можно устранить, преобразовав поток в характерный для прямой трубы при помощи струевыпрямителей, устанавливаемых в трубе на некотором расстоянии до сужения. Струевыпрямитель может быть трубчатым (рис. VIII. 4). По техни-



а

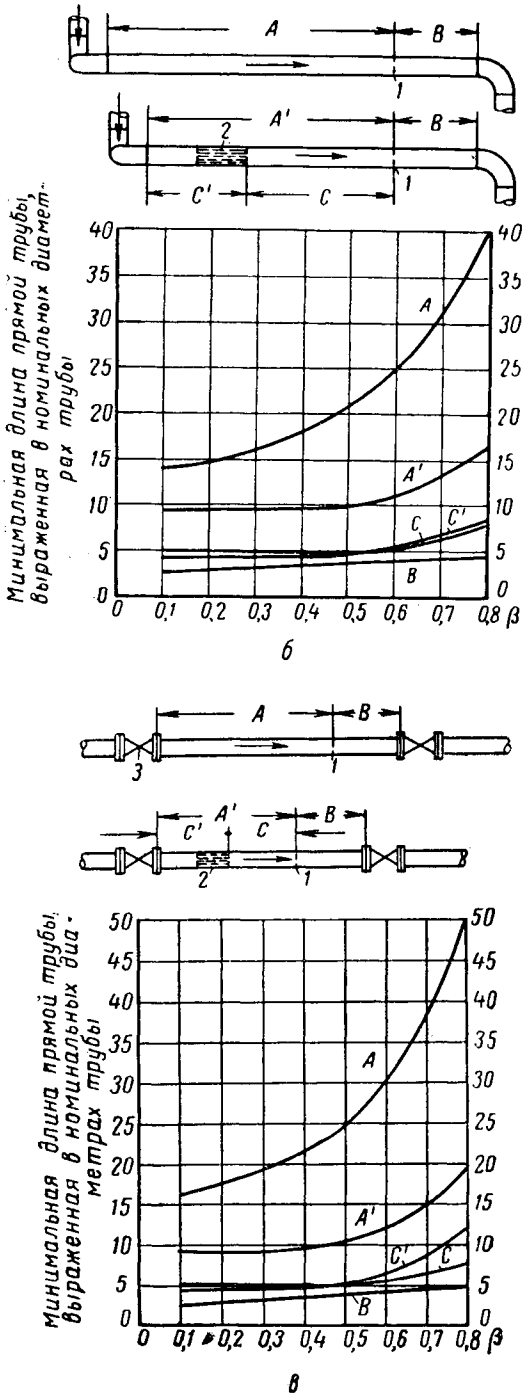


Рис. VIII. 5. Различные варианты установки струевыпрямителей.

а — с одним коленом до счетчика; *б* — с двумя коленами до счетчика, расположенными в различных плоскостях; *в* — с задвижкой или регулятором, установленными до счетчика; *β* — соотношение между диаметрами отверстия диафрагмы и трубы.

1 — диафрагма; *2* — струевыпрямитель; *3* — регулятор.

ческим условиям AGA максимальный диаметр a вставляемых трубок не должен превышать одной четвертой внутреннего диаметра трубы D, площадь поперечного сечения A любого прохода между вставляемыми трубками не должна превышать одной шестнадцатой общей площади поперечного сечения трубы и длина L в 10 раз должна превышать диаметр a. Струевыпрямители могут быть не только трубчатыми. Размеры их также могут быть весьма различными. Обязательным условием является лишь симметричность расположения их в трубе.

Технические условия AGA предусматривают минимально необходимую длину прямого участка трубы до и после диафрагмы в зависимости от степени возмущения потока на подходе к сужению, от того, применяются ли струевыпрямители, и от максимального диаметра диафрагмы. Длины A и B для различных величин β в случае, когда сужению предшествует лишь один поворот трубы, показаны на рис. VIII. 5. Здесь же приведены минимально необходимые размеры A и B для случая двух поворотов трубы, расположенных не в одной плоскости, и для случая, когда перед сужением находится задвижка или регулятор. Аналогичные графики имеются [VIII. 2] для тех случаев, когда перед диафрагмой расположены переводники или два колена. Часто при установке счетчика приходится учитывать вероятность повышения расхода газа. В связи с этим необходимо обеспечивать возможность применения диафрагм с отверстием такого диаметра, при котором β было бы не менее 0,6.

7. ДИАФРАГМЫ СЧЕТЧИКОВ

Когда при данной диафрагме и данном расходе счетчик не в состоянии показать уже перепад давления, диафрагму заменяют. Пределы расхода для одной диафрагмы составляют 2 : 1 при измеряемом перепаде от 500 до 2500 *мм вод. ст.* Типовая диафрагма показана на рис. VIII. 6, *а*. Диаметр отверстий диафрагм, измеренный с точностью до 12,7 *мк*, обычно штампуют на ушке. Специальные устройства обеспечивают быструю смену диафрагм под давлением (рис. VIII. 6, *б*). Влияние скопления гидратов или инородных частиц близ диафрагм рассмотрено в [VIII. 10].

8. ИЗМЕРЕНИЕ ТЕМПЕРАТУРЫ

Для измерения температуры часто применяют ртутные термометры, вставляемые в карман либо после диафрагмы на расстоянии, превышающем длину B, либо до струевыпрямителя на расстоянии, равном диаметру трубы. При необходимости непрерывной регистрации температуры применяют регистрирующие термометры с чувствительным элементом, вставляемым в карман.

9. РЕГИСТРИРУЮЩИЕ ПРИБОРЫ ДЛЯ ИЗМЕРЕНИЯ ДАВЛЕНИЯ И ПЕРЕПАДА ДАВЛЕНИЯ

Регистрирующие приборы можно устанавливать для каждого сужения и монтировать в приборном помещении для группы сужений. В заполненную ртутью U-образную трубку счетчика помещают поплавок, который приводит в действие перо, записывающее перепад давления. Элементом, регистрирующим давление, служит видоизмененная пружина Бурдона.

Элементы для регистрации перепада давления рассчитаны обычно на перепад в 1270 или 2540 *мм вод. ст.* Элементы для регистрации давления выпускаются с различными пределами показаний: от 0 до 35 *ат*, от 0 до 70 *ат*, от 0 до 140 *ат* и т. д.

Имеются диаграммы для записи показаний счетчиков двух основных типов: с прямой записью перепада в *мм вод. ст.* и давления в атмосферах; и диаграммы, на которые наносятся квадратные корни величин перепада и давления.

Вращение диаграмм с необходимой скоростью обеспечивается часовыми механизмами. Обычно один оборот совершается за сутки или иной отрезок времени.

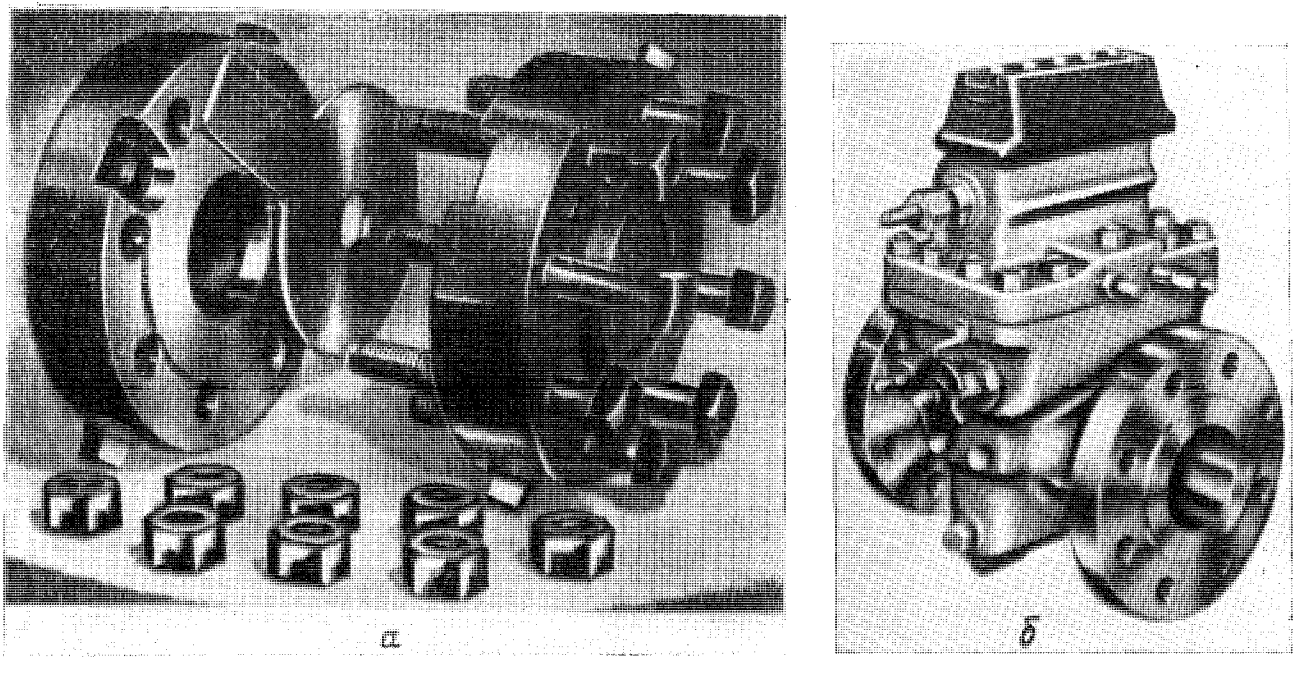


Рис. VIII. 6. Диафрагмы.

а — стандартная; *б* — общий вид устройства, обеспечивающего смену диафрагмы под давлением.

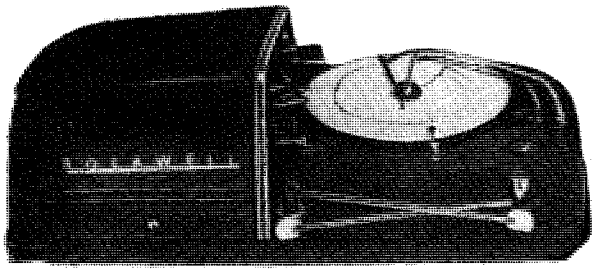


Рис. VIII. 7. Интегратор для обработки диаграмм счетчиков.

10. ЧТЕНИЕ ДИАГРАММЫ

На диаграммах также записывают диаметр трубы, диаметр отверстия диафрагмы, удельный вес газа, температуру и величину F_b. Перепад обычно колеблется, поэтому принято брать среднюю величину по записи за определенный промежуток времени. Обычно для обработки диаграмм используют интеграторы (рис. VIII. 7).

11. ПУЛЬСАЦИЯ

Многие счетчики расположены близ компрессорных станций. Та или иная степень пульсации потока возникает при работе группы поршневых компрессоров. Волны давления, вызванные выбросом газа из компрессора, движутся со скоростью звука. Наибольшая пульсация давления возникает при совпадении выхлопных тактов нескольких компрессоров.

Пульсация приводит к ошибкам при измерении. Этому вопросу посвящены многочисленные исследования [VIII. 4, VIII. 6, VIII. 7, VIII. 8, VIII. 12, VIII. 14, VIII. 15, VIII. 18, VIII. 19]. Счетчик показывает, что через отверстие диафрагмы проходит больше газа, чем это происходит в действительности. Зависимость между скоростью потока и перепадом давления, создаваемым диафрагмой, показана на рис. VIII. 8. Рассмотрим перепады давления в области пульсации, ограниченной точками AB на кривой уравнения сужения. Расходомер может зарегистрировать средний перепад, характеризующийся прямой AB, хотя в действительности расход изменяется как корень квадратный перепада вдоль кривой от A до B. При вычислении расхода по перепаду в точке C получают величину E, которая выше действительной величины D. Устранить ошибку мог бы счетчик, регистрирующий среднеквадратичный перепад $h_{rms}\sqrt{(h^2)_{ср}}$, поскольку квадрат перепада является линейной функцией расхода. График (рис. VIII. 9), выражающий

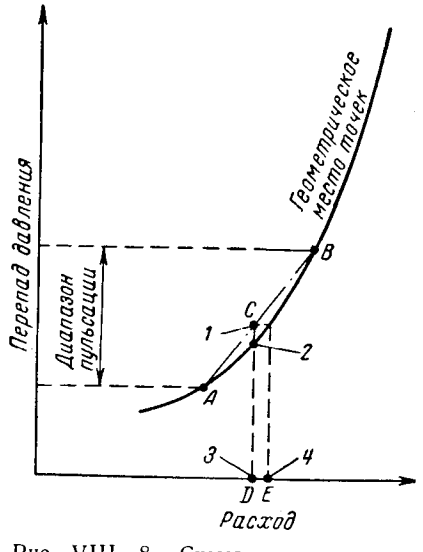


Рис. VIII. 8. Схема возникновения ошибки при измерениях в пульсирующем потоке.

1 — средний перепад давления по счетчику; *2* — действительный средний перепад давления; *3* — действительный расход; *4* — расход по счетчику.

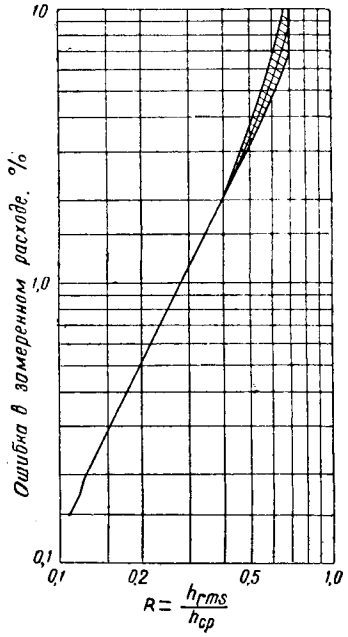


Рис. VIII. 9. Ошибка в показаниях диафрагменных счетчиков, вызванная пульсацией.

ошибку измерения вследствие пульсации, был предложен Хардвеем (Hardway) [VIII. 7]. Он высчитал ошибку математически, исходя из предположения, что волны давления имеют правильную форму: синусоидальную, квадратную и пилообразную. Он сопоставил h_{rms} и $h_{ср}$ и вычислил ошибку:

$$\text{Ошибка} = \frac{100}{8}\left(\frac{h_{rms}}{h_{ср}}\right)^2 [\%]. \qquad \text{(VIII. 20)}$$

При небольшой пульсации ошибка одинакова для всех трех форм волн. При большей пульсации волны различной формы дают различные кривые, но вскоре наступает момент, когда направление потока, движущегося через отверстие диафрагмы, начинает меняться. В этих условиях уже нельзя ввести поправку, потому что расход здесь вообще не следует уравнению диафрагмы.

Для измерения среднеквадратичного перепада h_{rms} имеется специальный прибор [VIII. 7]. Колебания давления преобразуются в переменный ток при помощи датчика давления типа тензометра. Переменный ток усиливается и измеряется тепловым миллиамперметром. Этот прибор измеряет количество тепла в сопротивлении, пропорциональное среднеквадратичной величине силы тока.

12. ПУЛЬСОМЕТР

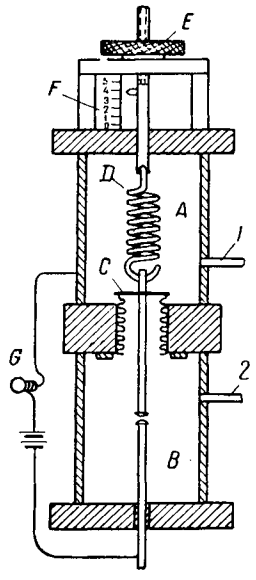


Рис. VIII. 10. Механический пульсометр [VIII. 12].

1 — присоединение к впускной стороне отвода счетчика; *2* — присоединение к выпускной стороне отвода счетчика.

Механический пульсометр (рис. VIII. 10) состоит из двух камер *A* и *B*, разделенных сильфоном *C*. Эти камеры соединяются с линиями отъема перепада давления, идущими к счетчику. В камере, присоединяемой к плюсовой линии, находится спиральная пружина *D*, натяжение которой регулируется вручную маховичком *E*. Электрические контакты в камере *B* позволяют регулировать натяжение пружины до тех пор, пока сильфон не перестанет реагировать на пульсацию. Натяжение пружины постепенно повышают, пока не разъединится контакт. Это свидетельствует о том, что сильфон занял стандартное положение и что натяжение пружины компенсирует максимальный перепад давления. Шкалу *F* можно тарировать по манометру.

На основе экспериментальных данных, дополненных теоретическими расчетами, была составлена кривая сопоставления показаний пульсометра с показаниями счетчика (рис. VIII. 11), выражающая ошибку при измерении, равную 1% [VIII. 12]. Область ниже кривой соответствует ошибкам, допущенным при измерении вследствие пульсации меньше 1%, а область выше кривой — ошибкам более 1%.

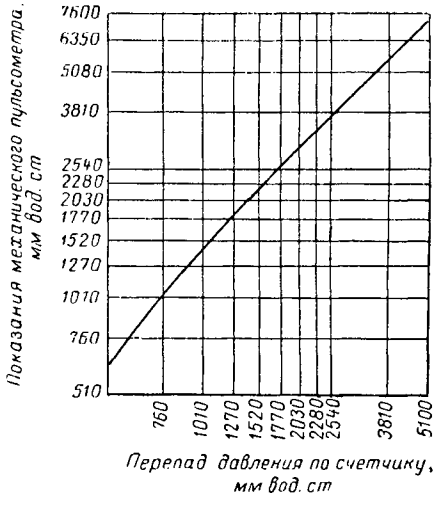


Рис. VIII. 11. Соотношение между перепадом давления по счетчику и показаниями пульсометра, дающее ошибку в 1%.

Линдаль (Lindahl) [VIII. 12], Стирнс (Stearns) и другие [VIII. 19].

13. УМЕНЬШЕНИЕ ПУЛЬСАЦИИ

Объем системы трубопроводов между компрессорами и счетчиками является важным параметром при расчете измерительных установок, расположенных близ компрессорных станций. Величина толчка определяется в общем соотношением между объемом газа, поступающим в систему или выходящим из нее при работе клапана компрессора, и объемом этой системы. Обычно для глушения пульсации в трубопроводе между счетчиком и компрессором предусматривают уравнительный сосуд. Расчет подобной системы, обеспечивающей снижение пульсации до минимума, ведется на основе безразмерного числа Ходгсона (Hodgson) [VIII. 15].

$$\text{Число Ходгсона} = \frac{Vf(p_0 - p_1)}{Wvp}, \qquad \text{(VIII. 21)}$$

где V — объем всей системы трубопроводов (канала потока) между счетчиком и компрессором в $м^3$; f — частота пульсаций (число *цикл/сек*) в $1/сек$; $p_0 - p_1$ — перепад давления между местом врезки сужения и уравнительным сосудом в $кГ/см^3$; W — расход в *кг/сек*; v — удельный объем газа в $м^3/кг$; p — давление в уравнительном сосуде в $кГ/см^2$.

Малые значения числа Ходгсона соответствуют малым ошибкам измерения. Однако вывести прямое соотношение между числом Ходгсона и степенью ошибки при измерении расхода газа в трубопроводах невозможно. При определении объема уравнительных сосудов, подключаемых к обвязочным трубопроводам компрессорных станций, рекомендуется принимать число Ходгсона равным от 1 до 3. Хотя формула не учитывает различия между объемом трубы и объемом уравнительного

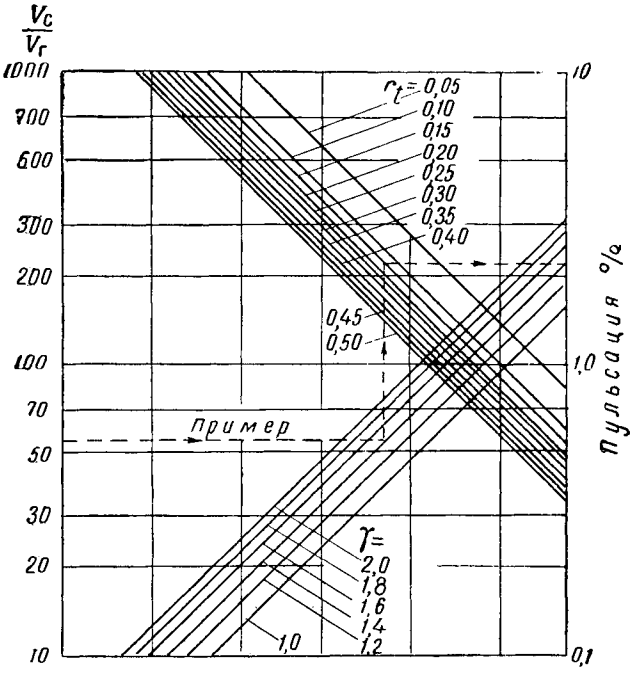


Рис. VIII. 12. Диаграмма объема уравнительного резервуара — амплитуды пульсации для глушителя из одного резервуара.

V_c — емкость уравнительного сосуда; $V_г$ — объем газа, проходящего за ход поршня; r_t — отношение времени открытия клапана к периоду хода поршня;

$$\%\ \text{толчка} = \frac{\text{пиковое давление}}{\text{среднее абсолютное давление}}\ 100;$$

γ — соотношение величин удельной теплоемкости.

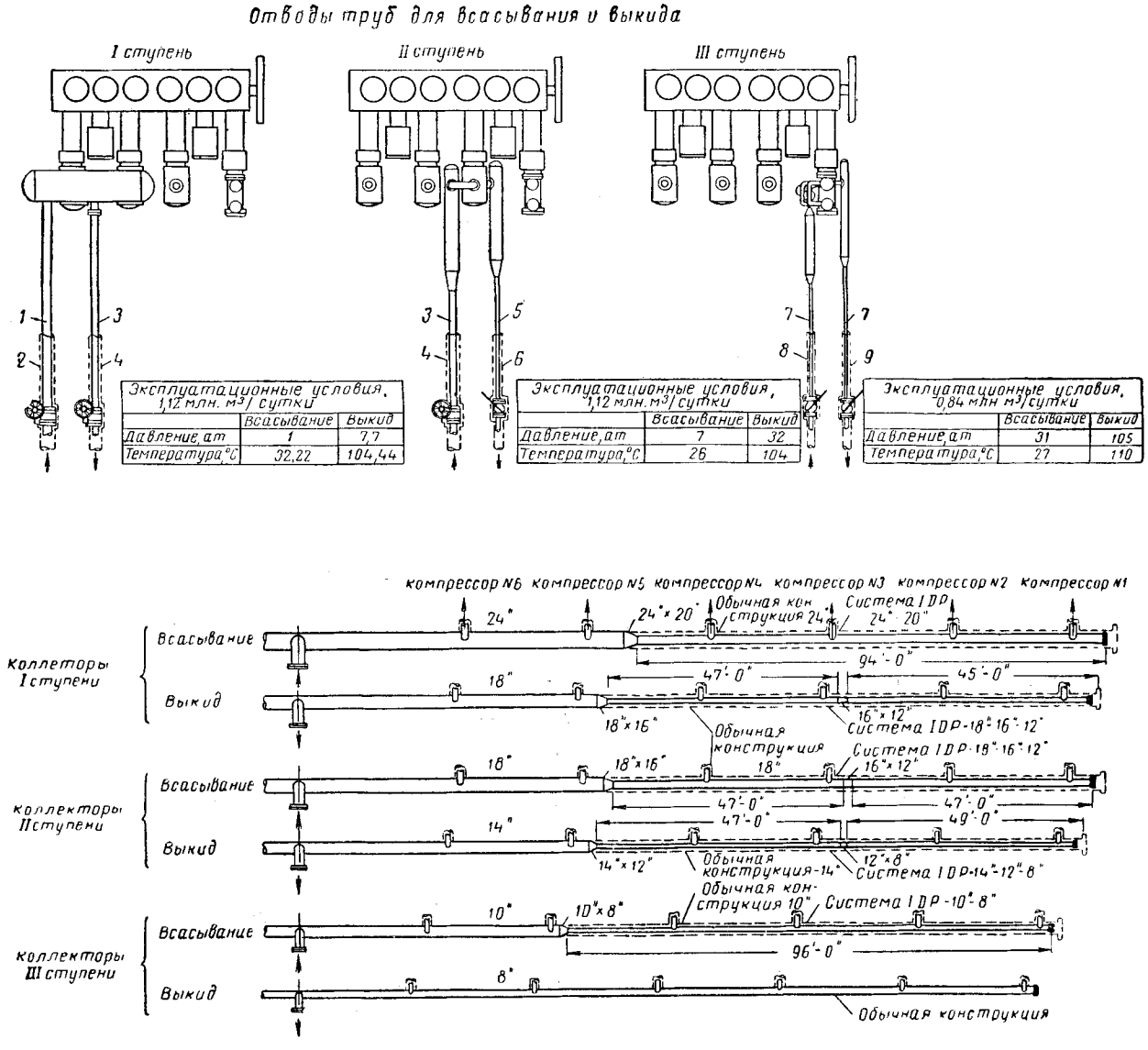


Рис. VIII. 13. Сопоставление конструкции, обеспечивающей уменьшение пульсации, с обычной.

1 — ... ступень; *2* — всасывающие и выкидные отводы; *3* — антипульсационная конструкция, отвод диаметром ... *мм*; *4* — обычная конструкция, необходимый отвод диаметром *мм*;

5 —

Рабочие условия 1-й ступени 11 327 000 *м³/сутки*	Всасывание	Выкид
Избыточное давление, *ат*	1,05	7,7
Температура, °С	32,2	104,4

6 —

Рабочие условия 2-й ступени 1 132 700 *м³/сутки*	Всасывание	Выкид
Избыточное давление, *ат*	7,03	32,34
Температура, °С	26,7	104,4

7 —

Рабочие условия 3-й ступени 8 495 000 *м³/сутки*	Всасывание	Выкид
Избыточное давление, *ат*	31,64	105,45
Температура, °С	26,7	110,0

8 — ось; *9* — коллекторы симметричны относительно оси, каждый из них обвязывает 12 компрессоров; *10* — компрессор №; *11* — коллекторы... ступени; *12* — всасывающий; *13* — выкидной; *14* — переводник ... *мм* × ... *мм*; *15* — обычная конструкция ... *мм*; *16* — антипульсационная конструкция... *мм*; *17* — обычная конструкция не отличается от антипульсационной; *18* — план у коллекторов.

сосуда, известно, что при одном и том же объеме наиболее эффективным является уравнительный сосуд с отношением длины к диаметру, равным 2 : 1, при диаметре, в 2 раза превышающем диаметр трубы.

Небезынтересно знать заранее, какой будет пульсация давления в трубопроводе. Чилтон и Хэндли (Chilton and Handley) [VIII. 6] приводят номограмму, связывающую процент пульсации с объемом системы, производительностью компрессоров, свойствами газа и характеристикой компрессора (рис. VIII. 12).

При проектировании компрессорных станций, расположенных близ замерных установок, можно избрать такую схему расположения трубопроводов и такой диаметр, которые при наличии уравнительного сосуда обеспечат снижение пульсации до минимума. На рис. VIII. 13 обычная схема сопоставлена со схемой, включающей глушитель пульсации (уравнительный сосуд). Часто уравнительные сосуды располагают непосредственно над компрессорами. Схема уравнительного сосуда приведена на рис. VIII. 14. Если в действующей системе обнаруживается чрезмерная пульсация, то, произведя измерения мгновенных колебаний давления, можно спроектировать уравнительные сосуды, способные довести до минимума влияние пульсации [VIII. 4, VIII. 18]. Однако методы подобного расчета весьма

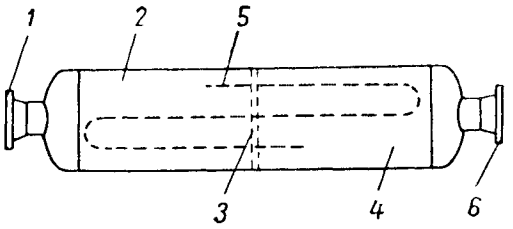


Рис. VIII. 14. Разрез уравнительного резервуара (глушителя пульсации).

1 — входной патрубок; *2* — первичная камера; *3* — разделительная перегородка; *4* — вторичная камера; *5* — соединительная трубка; *6* — выпускной патрубок.

сложны и нуждаются в усовершенствовании по мере накопления знаний о данной проблеме. При значительной пульсации точность измерений может зависеть и от конструкции отводов от диафрагмы к манометру [VIII. 21]. Использование в этих отводах «антипульсаторов» или глушителей может уменьшить влияние пульсации на точность измерений, но не способно решить проблему в целом.

§ 2. ИЗМЕРИТЕЛИ КРИТИЧЕСКОГО ТЕЧЕНИЯ

Измерители критического течения применяются в том случае, когда газ можно выпустить в воздух, или же при большом перепаде давления. Этот прибор очень прост (рис. VIII. 15). При его использовании в вычислениях применяют лишь такие параметры, как давление и температура потока до диафрагмы, удельный вес газа и диаметр отверстия диафрагмы.

Критическое течение возникает при превышении критического соотношения давлений и достижении в горловине насадки скорости звука. Для идеальных газов критическое отношение давлений определяется по уравнению

$$\frac{p_н}{p_1} = \left(\frac{2}{k+1}\right)^{k/(k-1)}, \qquad \text{(VIII. 22)}$$

где $p_н$ — давление в горловине (минимальном сечении) насадки; p_1 — давление перед диафрагмой; $k = C_p/C_v$.

Для воздуха $p_n = 0{,}528\,p_1$.

Для природного газа удельного веса 0,6 $k = 1{,}299$ и $p_н = 0{,}546 p_1$.

Уравнение течения идеального газа в сужающейся насадке (считаем процесс адиабатическим) можно вывести из уравнения (VII. 1).

Для идеального газа при адиабатическом процессе

$$p_1 V_1^k = pV^k = \text{const}. \qquad \text{(VIII. 23)}$$

Уравнение состояния реальных газов

$$pV = znRI.$$

Для идеальных газов

$$\Delta I = 427 \int_1^2 \frac{C_p dT}{M}, \qquad \text{(VIII. 24)}$$

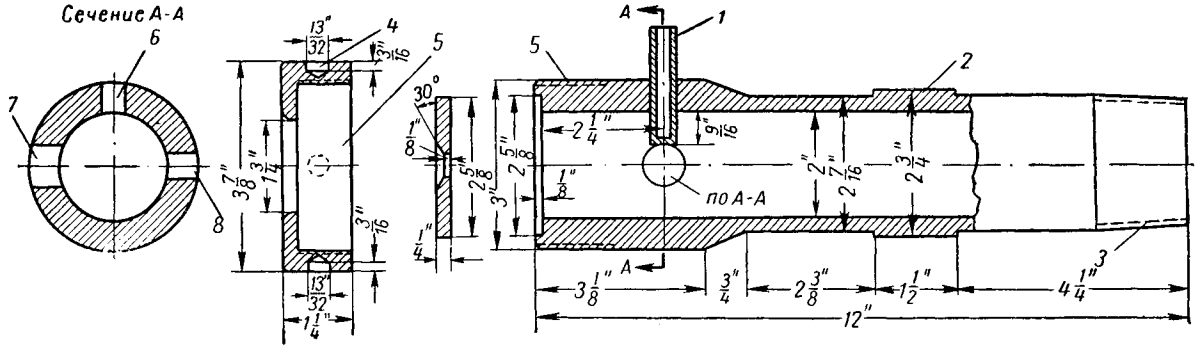


Рис. VIII. 15. Конструкция измерителя критического течения, диаметром 2″ Роулинса и Шеллхардта (Rawlins and Schellhardt) [VII. 32].

1 — 11 витков на 25 *мм*; карман термометра (трубка $D_{нар}$ = 11,1 *мм*, $D_{вн}$ = 7,9 *мм*. вваренная в трубу); *2* — срезы под гаечный ключ; *3* — стандартная трубная резьба; *4* — углубление для гаечного ключа; *5* — 11 витков на 1″; *6* — отверстие для кармана термометра диаметром 11,1 *мм*; *7* — отверстие и патрубок диаметром 12,7 *мм* со стандартной трубной резьбой; *8* — отверстие и патрубок диаметром 6,3 *мм* со стандартной трубной резьбой для присоединения вентиля.

где ΔI — повышение энтальпии в *кГ · м/кг*; C_p — удельная теплоемкость в *ккал/кг · °С*; M — молекулярный вес.

Одновременное решение этих уравнений при $q = 0$ (адиабатическое течение), $A = 0$ (работа не производится) и $\Delta x = 0$ (горизонтальный поток) дает

$$v_2 = \sqrt{427 \times 2g_c \frac{C_p T_1}{29\gamma}\left[1 - \frac{z_2}{z_1}\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{(k-1)/k}\right] + v_1^2}. \quad \text{(VIII. 25)}$$

Для идеальных газов $z_2/z_1 = 1$.

Это уравнение выражает скорость в отверстии диафрагмы (v_2 в *м/сек*) как функцию давления, но не ставит каких-либо ограничений в отношении степени расширения. Когда отношение p_2/p_1 в суживающемся насадке достигнет $p_н/p_1$, газ не будет больше расширяться, поскольку скорость его движения в насадке будет равна скорости звука. Для адиабатического и обратимого процессов течения идеального газа температура потока определяется уравнением

$$T_2 = T_1\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{(k-1)/k}. \quad \text{(VIII. 26)}$$

Скорость можно выразить в стандартных *м³/ч*, пользуясь уравнением

$$Q = v_2 F_2 \times 3600 \frac{p_2}{p_b}\frac{T_b}{T_2}\frac{1}{z_2}. \quad \text{(VIII. 27)}$$

При этом учитывают отклонение свойств газа от законов идеального состояния. Принимая за стандартное абсолютное давление $p_b = 1{,}033$ *ат* и за стандартную температуру 289° К, получаем

$$Q = \frac{3600 \times 289}{1{,}033 T_2}\frac{F_2 p_2}{z_2} \times$$

$$\times \sqrt{427 \times 2g_c \frac{C_p T_1}{29\gamma}\left[1 - \frac{z_2}{z_1}\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{(k-1)/k}\right] + v^2}. \quad \text{(VIII. 27a)}$$

Из уравнений (VIII. 27а), (VIII. 26) и (VIII. 22) (опускаем член v_1^2 за его малостью) получаем

$$Q = \frac{3600 \times 289\sqrt{19{,}62}\sqrt{427}\,F_2\sqrt{C_p}}{1{,}033\sqrt{29}\,z_2\sqrt{\gamma T_1}} \times$$

$$\times \left(\frac{2}{k+1}\right)^{1/(k-1)}\sqrt{\frac{k+1-2z_2/z_1}{k+1}}\,p_1. \quad \text{(VIII. 28)}$$

Проще это уравнение можно записать так:

$$Q = \frac{C p_1}{\sqrt{\gamma T_1}}, \quad \text{(VIII. 29)}$$

где C — коэффициент, зависящий от диаметра отверстия диафрагмы и диаметра измерителя; Q — расход газа, приведенный к абсолютному давлению 1,033 *ат* и температуре 15,6° С, в *м³/ч*; γ — удельный вес газа относительно воздуха; p_1 — абсолютное давление перед диафрагмой в *ат*; T_1 — температура потока перед диафрагмой в °К.

Это и есть уравнение критического течения, применяемое при использовании диафрагменных измерителей критического течения, только в том случае, когда перепад давления превышает критический. Давление перед диафрагмой при выпуске газа в воздух должно по меньшей мере в 2 раза превышать атмосферное.

Роулинс и Шеллхардт (Rawlins and Schellhardt) [VII. 32] составили таблицы величин коэффициента C (табл. VIII. 2) для различных диаметров отверстий диафрагм и измерителей диаметром 2″ и 4″ при толщине диафрагмы 3,8 *мм*.

Таблица VIII. 2

Коэффициенты для измерителя критического течения и для штуцерной трубки (чок-ниппель) [VII. 32]

Диаметр отверстия диафрагмы, *мм*	Величина C		
	диаметр измерителя критического течения, дюймы		Штуцерная трубка
	2	4	
1,587	0,448		—
2,381	0,986		—
3,175	1,852	—	1,837
4,762	4,254	—	4,245
5,556	5,871		—
6,350	7,602	7,326	7,794
7,937	11,69	—	12,83
9,525	16,63	16,47	17,99
11,112	23,84	—	25,03
12,700	29,93	29,46	33,14
15,875	45,28	45,89	52,84
19,050	66,12	65,77	76,73
22,225	90,93	89,44	
25,400	119,6	116,5	
28,574	153,1	146,8	
31,749	193,3	181,1	
34,294	237,4	218,2	
38,099	294,6	260,0	
44,449	—	355,2	
50,799	—	469,2	
57,149	—	601,5	
63,499	—	754,4	
69,849	—	934,0	
76,199	—	1148,0	

Величину C можно вычислить по уравнению (VIII. 28). Роулинс и Шеллхардт не вносили в результаты, полученные при использовании измерителей критического течения, поправок на отклонение газа от законов идеального состояния, т. е. они принимали, что $z_1 = z_2 = 1{,}0$. Их измерения производились на газовой скважине, давление на устье которой после закрытия составляло 32,75 *ат*.

Критические коэффициенты расширения и скорости звука для компонентов природного газа приведены в табл. VIII. 3.

Таблица VIII. 3

Коэффициенты критического расширения

Газ	C_p, *ккал/кг · моль · °С*	$k = C_p/C_v$ при 1 *ат* и 15,6° С	$\frac{p_н}{p_1}$	Скорость звука при 15,6° С, *м/сек*
Воздух	7,00	1,410	0,528	309,3
Гелий	4,968	1,66	0,486	852,0
Метан	8,44	1,308	0,545	405,0
Этан	12,30	1,193	0,565	290,1
Пропан	17,10	1,133	0,577	237,9
Изобутан	22,4	1,097	0,585	204,3
н-Бутан	23,0	1,094	0,585	204,0
Природный газ удельного веса 0,6	8,84	1,299	0,546	392,7
Природный газ удельного веса 0,7	9,77	1,279	0,550	310,5

§ 3. ТРУБКА ПИТО

Трубка Пито измеряет расход по динамическому давлению движущегося потока. Дифференциальная трубка Пито с манометром показана на рис. VIII. 16. Измеряется разность между динамическим и статическим давлением, поскольку статическое давление определяется близ точки замера динамического давления. Для

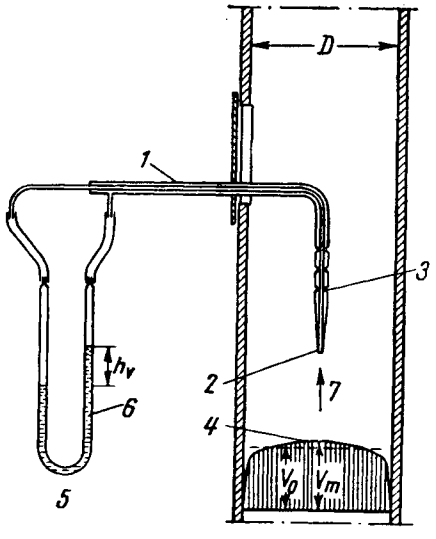


Рис. VIII. I6. Трубка Пито.

1 — дифференциальная трубка Пито; *2* — скоростной напор + статическое давление; *3* — статическое давление; *4* — профиль скоростей движущегося газа; *5* — манометр; *6* — вода; *7* — поток.

высоких расходов в манометре вместо воды можно использовать ртуть. Для расходов, дающих перепад менее 13 *мм вод. ст.* на вертикальном манометре, точность измерений повышается при использовании наклонного манометра или тягомера.

Расход газа в трубе на основании измерений, произведенных трубкой Пито, вычисляется по формуле

$$Q = CD^2 \sqrt{\frac{h_v p}{\gamma} \frac{289}{T_f}}, \qquad \text{(VIII. 30)}$$

где Q — расход при абсолютном давлении 1,033 *ат* и 15,6° С в *м³/сутки*; C — постоянная, равная 23; D — диаметр трубы в *см*; T_f — температура потока в °К; γ — удельный вес газа; p — статическое абсолютное давление в *ат*; h_v — скоростной напор или динамическое давление в *мм вод. ст.*

Для газа удельного веса 0,6 T_f = 15,6° С и p = = I,033 *ат.*

$$Q = 30D^2 \sqrt{h_v}. \qquad \text{(VIII. 31)}$$

Эта формула выводится ниже на основе известного соотношения между скоростью в центре и средней скоростью течения в трубах. Эта формула была уже опубликована в ранее вышедших работах [VII. 32, VIII. I6].

Если для измерения скоростного напора h_v применяется ртутный манометр, в уравнении (VIII. 30) C становится равным $23\sqrt{13{,}55} = 84{,}6$; если же h_v выражается в *кГ/см²*, C равно $23\sqrt{10000} = 2300$.

Если трубка Пито установлена на выходе из трубы, а статическое давление измеряется сбоку трубы на расстоянии в 4 диаметра от ее конца, можно применять формулу [VII. 32] при условии, что статическое избыточное давление не достигает величины (около 1,05 *ат*), при которой в конце трубы создается критическое течение.

1. ВЫВОД ФОРМУЛЫ ДЛЯ ТРУБКИ ПИТО

Трубка Пито, помещенная в движущийся поток, измеряет скоростной напор или динамическое давление (рис. VIII. 16). Этот напор, измеряемый в *м* текущей среды, равен кинетической энергии $v^2/2g$ газового потока. Скорость v определяется на конце трубки Пито. Когда трубка Пито установлена в центре трубы, она регистрирует максимальную скорость v_{max}. Соотношение между средней скоростью $v_{ср}$ всего потока и максимальной скоростью v_{max} является функцией числа Рейнольдса движущегося потока.

Расход газа по трубе Q определяется как произведение скорости $v_{ср}$ на площадь поперечного сечения трубы. Задача заключается в том, чтобы получить Q в *м³/сутки* при нормальном абсолютном давлении 1,033 *ат* и температуре 15,6° С:

$$Q = Fv_{ср}, \qquad \text{(VIII. 32)}$$

$$Q = \frac{\pi D^2}{4} v_{ср}\, 3600 \times 24, \qquad \text{(VIII. 33)}$$

где Q в *м³/сутки* при p и T потока:

$$Q = \frac{3600 \times 24}{4} \pi D^2 v_{ср} \frac{p}{1{,}033} \frac{289}{T}. \qquad \text{(VIII. 34)}$$

Здесь Q в *м³/сутки* при 760 *мм рт. ст.* и 15,6° С; F — площадь поперечного сечения трубы в *м²*; D — внутренний диаметр трубы в *м*; p — абсолютное давление движущегося газа в *ат*; T — температура движущегося газа в °К; $v_{ср}$ — средняя скорость в *м/сек.*

Средняя скорость выводится из показателя скоростного напора h_v, выражаемого обычно в *мм вод. ст.*:

$$\frac{v_{ср}}{v_{max}} = f. \qquad \text{(VIII. 35)}$$

$$\text{Напор газа в } \textit{м. газ. ст.} = \frac{v_{max}^2}{2g}, \qquad \text{(VIII. 36)}$$

где v_{max} — максимальная скорость в *м/сек*; f — отношение скоростей;

$$v_{ср} = f \sqrt{\frac{2gh_v \rho_в}{\rho_г}}, \qquad \text{(VIII. 37)}$$

где $\rho_в$ — плотность воды; $\rho_г$ — плотность газа:

$$\rho_г = \frac{29\gamma p}{zRT}, \qquad \text{(VIII. 38)}$$

$$\rho_в = 1000\ кг/м^3.$$

При z = I

$$v_{ср} = f \sqrt{\frac{2gRTh_v \times 1000}{29\gamma p \times 10^4 \times 1000}}, \qquad \text{(VIII. 39)}$$

где γ — удельный вес газа относительно воздуха; R — газовая постоянная (848 *кГ·м/моль·°С*); h_v — скоростной напор, измеренный трубкой Пито, установленной в центре трубы, в *мм вод. ст.*

Из уравнений (VIII. 34) и (VIII. 39) получаем

$$Q = \frac{3600 \times 24 \times 289\pi D^2 p}{4 \times 1{,}033T} f \sqrt{\frac{2gRTh_v}{2g\gamma p \times 10^4}}, \quad \text{(VIII. 40)}$$

$$Q = 455fD^2 \sqrt{\frac{h_v p}{\gamma T}}, \quad \text{(VIII. 41)}$$

где D в *см.*

Для температуры движущегося газа 15,6° С (289° К) и соотношения $f = v_{ср}/v_{max} = 0{,}86$ (для интервала чисел Рейнольдса от 30 000 до 1 000 000)

$$Q = 455 \times 0{,}86D^2 \sqrt{\frac{h_v p}{\gamma \times 289}}, \quad \text{(VIII. 42)}$$

$$Q = 23D^2 \sqrt{\frac{hp}{\gamma}},$$

где p в *ат*; D в *см*; h в *мм*.

При давлении движущегося газа 1,033 *ат* и относительном удельном весе газа 0,6

$$Q = 23D^2 \sqrt{\frac{1{,}033}{0{,}6} h_v} = 23 \times 1{,}3D^2 \sqrt{h_v} = 30D^2 \sqrt{h_v}, \quad \text{(VIII. 43)}$$

где h в *мм вод. ст.*; D в *см*.

§ 4. БОКОВОЕ СТАТИЧЕСКОЕ ДАВЛЕНИЕ

Статическое боковое давление, замеряемое на расстоянии 4 диаметров от конца трубы, при условии критического истечения является мерилом расхода газа. Величина расхода выражается формулой, предложенной Рейдом (Reid) [VII. 32]:

$$Q = 3{,}48D^2 (p_1 + 760) = 2550D^2 (p + 1{,}033), \quad \text{(VIII. 44)}$$

где Q — расход газа, приведенный к абсолютному давлению 1,033 *ат* и температуре потока для газа удельного веса 0,6 в *м³/сутки*; D — диаметр трубы в *см*; p_1 — статическое боковое давление в *мм рт. ст.* сверх атмосферного давления; p — статическое боковое давление в *кГ/см²*.

§ 5. ШТУЦЕРНЫЕ ТРУБКИ (ЧОК-НИППЕЛИ)

Штуцерные трубки часто используются для измерения дебита нефтяных или газовых скважин. Величины C для газа, движущегося по штуцерной трубке в условиях критического течения, приведены в табл. VIII. 2.

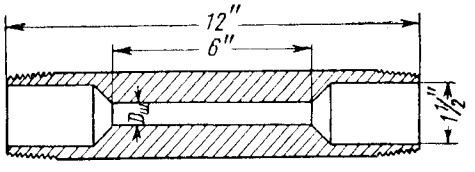


Рис. VIII. 17. Штуцерная трубка (чок-ниппель).

§ 6. ОБЪЕМНЫЕ СЧЕТЧИКИ

Для определения расхода газа в бытовых газовых приборах применяются объемные мембранные счетчики. В лабораториях часто используют мокрые счетчики. Газ, насыщенный водой, должен быть предварительно насыщен ею, иначе он будет насыщаться водяным паром в самом счетчике. Для точной работы эти счетчики следует тарировать путем вытеснения воды. Газометры применяются обычно для объемного вытеснения больших количеств газа при экспериментальных работах. Центральный концентрический цилиндр уравновешивают посредством контргрузов и блоков. Мерилом вытесненного объема газа является перемещение цилиндра при постоянном давлении газа.

ГЛАВА IX

БУРЕНИЕ И ИСПЫТАНИЕ ГАЗОВЫХ СКВАЖИН

В США в 1958 г. было пробурено 58 тыс. скважин, из них около 10% дают газ, 50% — нефть и 40% оказались сухими.

Особых различий при бурении нефтяных и газовых скважин до кровли продуктивного пласта нет. Значительные различия имеются лишь в заключительных операциях. В этой главе в дополнение к вопросам бурения будут рассмотрены такие вопросы, как испытание скважин с помощью бурильного инструмента, цементирование обсадных колонн, перфорация, кислотная обработка и процесс гидроразрыва пласта.

По газовым скважинам в заключительные работы входят испытания с целью получения дополнительных данных для определения запасов газа и дебита скважины.

§ 1. БУРЕНИЕ СКВАЖИН

В США применяются ударно-канатный и вращательный способы бурения скважин.

1. УДАРНО-КАНАТНОЕ БУРЕНИЕ

В Китае впервые в истории были пробурены скважины ударно-канатным способом. В XIX столетии в США применялось ударное бурение на пружинящих штангах, которое было предшественником известного в настоящее время ударно-канатного способа. Развитие последнего началось с бурения скважины Дрэйком в 1859 г. и продолжалось до 1901 г. В 1952 г. станками ударно-канатного бурения в США пробурено 17,5% нефтяных и газовых скважин.

Большинство станков ударно-канатного бурения предназначено для вскрытия продуктивного горизонта в обсаженной скважине или для проходки с нуля относительно мелких скважин. Эти операции могут выполняться с помощью портативных станков.

Буровая бригада на установке ударно-канатного бурения состоит из двух человек. Транспортировка установок этого типа не представляет особых трудностей, кроме того, они не требуют особого внимания в процессе их эксплуатации. Экономически целесообразный предел глубины бурения скважин составляет примерно 1500 *м*.

При бурении ударно-канатным способом в настоящее время применяются долота, которые одновременно с разрушением забоя производят и его очистку. На рис. IX. 1 показана схема этого долота, которое состоит из породоразрушающего наконечника *1*, желонки *2*, внутренней центральной трубы *3*, шламоотборника *4*, насоса *5*, регулирующих клапанов *6* и *7* и клапана *8*, через который удаляется шлам после подъема долота на поверхность. Насос прокачивает жидкость вверх через долото в шламоотборник, где шлам оседает. Когда шламоотборник заполнится, бурение останавливают и инструмент поднимают.

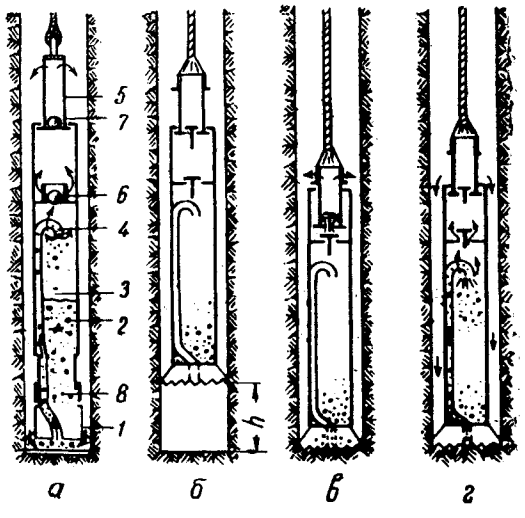


Рис. IX. 1. Схема работы долота русского типа при ударном бурении.

2. РОТОРНОЕ БУРЕНИЕ

Современные буровые установки роторного способа бурения выпускаются для бурения до глубин 6700—7000 *м*.

Для ускорения монтажа таких установок на новой точке принимаются меры по увеличению их транспортабельности.

Стоимость бурения скважин изменяется в зависимости от их глубины от нескольких тысяч до 1 млн. долл. и более. В 1955—1956 гг. средняя стоимость одной скважины составила около 90 тыс. долл. Незначительное изменение времени бурения скважин может изменить их стоимость на многие тысячи долларов. Основными затратами в течение суток являются затраты по содержанию и эксплуатации буровой установки, причем эти затраты не меняются в зависимости от того, сколько пробурено за сутки (7,5 или 750 *м*).

Таким образом, основным стремлением является достижение максимальной проходки за сутки.

Для бурения скважин с минимальными затратами требуется оптимальное соотношение средней механической скорости проходки на долото, затрат времени на спуско-подъемные операции, стоимости долота, расходов на содержание и эксплуатацию буровой установки.

Средняя стоимость 1 *м* проходки может упрощенно быть рассчитана следующим образом.

$$\text{Стоимость 1 } м \text{ проходки} = \frac{A(B+C)+D}{L},$$

где A — стоимость эксплуатации буровой установки в 1 *ч*; B — время механического бурения в *ч*; C — время спуско-подъемных операций в *ч*; D — стоимость долота; L — количество пробуренных метров.

В целях снижения стоимости бурения систематически ведутся исследования по улучшению существующих методов и созданию новых способов бурения.

В настоящее время имеются три новых механизма, находящихся в стадии разработки или испытания на промыслах.

Два из них ударного типа, третий — турбобур. В противоположность ударно-канатному и вращательному способам бурения все три агрегата являются машинами забойного типа. При их использовании устраняется потеря энергии на трение при вращении или движении бурильного инструмента в промывочном растворе и о стенки ствола скважины, как это имеет место при роторном способе бурения. Потери энергии особенно увеличиваются при бурении скважин ниже 1800 *м*. В результате этого долоту нельзя передать энергию в количествах, обеспечивающих лучшие условия работы, т. е. разрушение забоя.

Любые процессы и способы бурения, при которых энергия передается долоту независимо от глубины скважины, будут иметь преимущества по сравнению с роторным способом бурения.

В настоящее время отрабатываются и совершенствуются два способа ударного бурения — магнитострикционный и акустический.

При первом из них долото приводится в действие с помощью магнитострикционного двигателя, к которому подведен переменный ток. Такой двигатель обеспечивает вибрации долота до нескольких сотен циклов в секунду.

Двигатель для второго из указанных способов бурения также вибрационного типа, однако подача энергии к турбодвигателю осуществляется здесь с помощью потока промывочного раствора, вследствие чего частота вибраций значительно снижается.

Наиболее положительные результаты из указанных новых способов могут быть получены при бурении скважин турбобуром. Турбинный метод бурения широко применяется в СССР и находится в интенсивном промышленном испытании в США.

Современные турбобуры имеют мощность от 300 до 450 *л. с.*, обеспечивают число оборотов долота от 500 до 900 в минуту и работают с нагрузкой от 20 до 35 *т*.

В табл. IX. 1. приводятся сравнительные данные по расходу мощности при различных способах бурения 12″ долотом.

Таблица IX. 1

Способ бурения	Диаметр инструмента, дюймы	Допустимый расход мощности при 12″ долоте, *л. с.*
Ударно-канатный . . .	12	26
Роторный при максимальных условиях . .	12	70
Турбинный	10	190—285 (при максимальных условиях 300)
Турбинный (секционным турбобуром)	8	210—285 (при максимальных условиях 380)

3. ПРОМЫВОЧНЫЕ ЖИДКОСТИ

При роторном бурении применяются промывочные жидкости, основные функции которых заключаются в следующем.

1. Удаление с забоя на поверхность выбуренной и обваливающейся со стенок скважины породы. Эта функция промывочной жидкости определяется скоростью потока, вязкостью и прочностью ее структуры.

2. Охлаждение долота.

3. Предохранение от выбросов. Регулированием удельного веса промывочной жидкости в зависимости от пластового давления гидростатическое давление столба жидкости поддерживается выше пластового.

4. Предохранение от обвалов породы со стенок ствола скважины. Достигается за счет давления, создаваемого столбом жидкости, укреплением стенок в результате тиксотропных свойств промывочной жидкости, а также уменьшением проникновения воды в породу стенок скважины за счет снижения водоотдачи, особенно в сланцы, которые при воздействии воды начинают обваливаться.

5. Смазка бурильного инструмента и долота.

6. Предохранение от выпадения из промывочной жидкости частиц породы, а также от прихвата бурильного инструмента в момент прекращения циркуляции. Основными параметрами для оценки промывочной жидкости с этой стороны являются его тиксотропные свойства и прочность структуры.

Промывочные жидкости в общем виде могут быть разделены на три класса: 1) на водной основе; 2) на нефтяной основе; 3) на основе эмульсии.

В промывочных жидкостях содержатся жидкая и твердая фазы. Последняя состоит из коллоидальных, неколлоидальных и растворимых твердых частиц.

Жидкой фазой могут быть вода, нефть или нефть с водой (эмульсия). Коллоидальная часть обычно представлена глиной, такой, как бентонит или аттапульгит. Эти компоненты в значительной степени определяют тиксотропные свойства промывочной жидкости.

Тиксотропные свойства регулируются добавками растворимых химреагентов, таких, как полифосфат, танин, известь. Органические коллоиды (крахмал, карбоксилметилцеллюлоза) добавляются к промывочным жидкостям для снижения фильтрации. Неколлоидные материалы, входящие в состав промывочной жидкости, — это песок, частицы выбуренной породы и барит.

Особенностью промывочных жидкостей на нефтяной основе является то, что выделяющаяся из него в качестве фильтрата нефть не воздействует на глины, содержащиеся в продуктивном пласте. Эмульсионные растворы, в которых жидкая фаза представлена водой и нефтью, причем обычно последняя эмульгируется в воде, имеют низкие удельный вес и фильтрацию, улучшенные смазочные свойства, а также образуют на стенках скважины наиболее тонкую фильтрационную корку.

Желательно при этом, чтобы используемый эмульгатор одновременно являлся средством воздействия на образование тонкой фильтрационной корки.

На рис. IX. 2 показаны кривые зависимости вязкости растворов от качества различных глин (торговые марки акважель, цеогель, барокко и др.) полученные на ротационном вискозиметре при 600 *об/мин.*

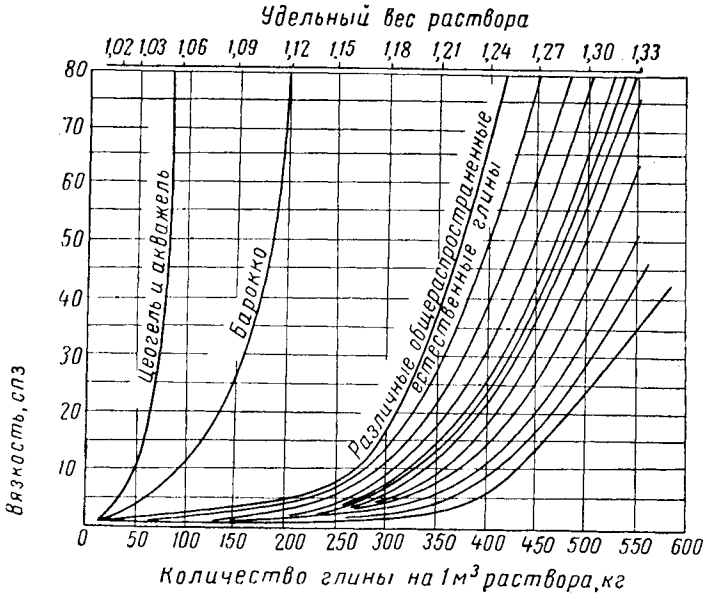


Рис. IX. 2. Зависимость вязкости глинистого раствора от количества глин различного качества [IX. 30].

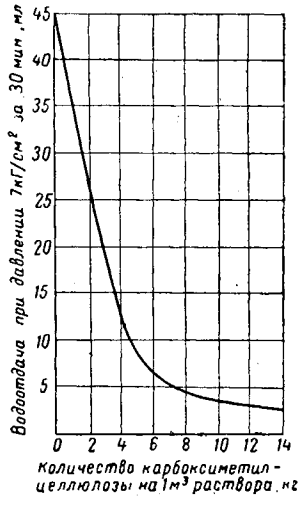


Рис. IX. 3. Зависимость водоотдачи глинистого раствора от содержания карбоксиметилцеллюлозы. [IX. 41].

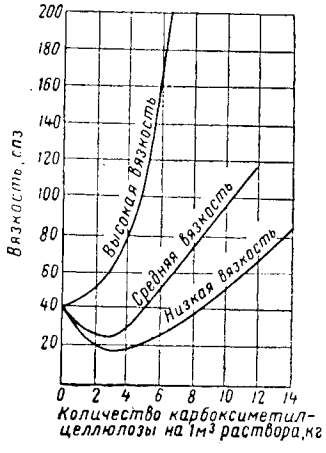


Рис. IX. 4. Зависимость вязкости глинистого раствора от количества добавляемой карбоксиметилцеллюлозы [IX. 41].

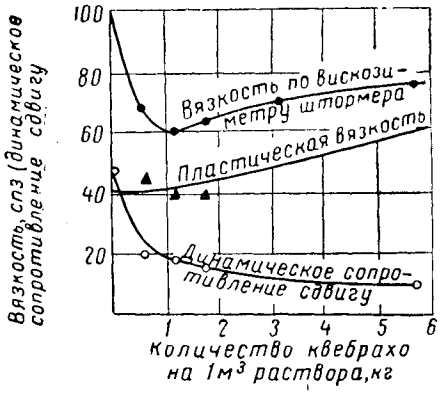


Рис. IX. 5. Зависимость вязкости раствора, приготовленного из бентонито-каолиновых глин, от количества добавляемого квебрахо [IX. 43].

Динамическое сопротивление сдвигу в *мг/см²* = показанию по шкале × 0,05

Некоторые из глин этого вида имеют высокое сопротивление относительно флокуляции, происходящей при загрязнении раствора солями.

Кривые воздействия химических реагентов (карбоксиметилцеллюлозы и квебрахо) на показатели водоотдачи и вязкости растворов приведены на рис. IX. 3, IX. 4 и IX. 5.

Наиболее современным способом механической обработки растворов является применение гидроциклонов для удаления глинистых нерастворяющихся частиц и песка, которые аккумулируются в растворе, а также для регенерации барита. Применение гидроциклонов существенно снижает затраты на промывочный раствор вследствие снижения расхода химреагентов и барита.

Кроме того, гидроциклоны являются средством размельчения кусочков глины.

На рис. IX. 6 показана схема размещения оборудования, емкостей и обвязки циркуляционной наземной системы с использованием десяти 3″ гидроциклонов. Жидкость подается в гидроциклоны с помощью двух центробежных насосов. В большинстве случаев раствор разбавляется водой для снижения вязкости жидкости, проходящей через гидроциклон. На рис. IX. 7, *а* показано схематически движение жидкости в гидроциклоне. На рисунке видны четыре основные детали: центральный патрубок для удаления жидкости и легких твердых частиц, трубка для выкида грязи, коническая гравитационная часть и цилиндрическая сепарационная камера, в которую жидкость поступает по тангенциальному вводу. Она приобретает вихревое движение, при котором твердые частицы под воздействием центробежной силы отбрасываются к стенке гидроциклона, а далее под действием силы тяжести скользят по ней вниз к выкидному патрубку.

На рис. IX. 7, *б* показан разрез опытного гидроциклона [IX. 29; IX. 32].

В табл. IX. 2 и IX. 3 приводятся данные очистки обычного и утяжеленного растворов, причем последний до обработки в гидроциклоне разжижался водой до удельного веса 1,24—1,26.

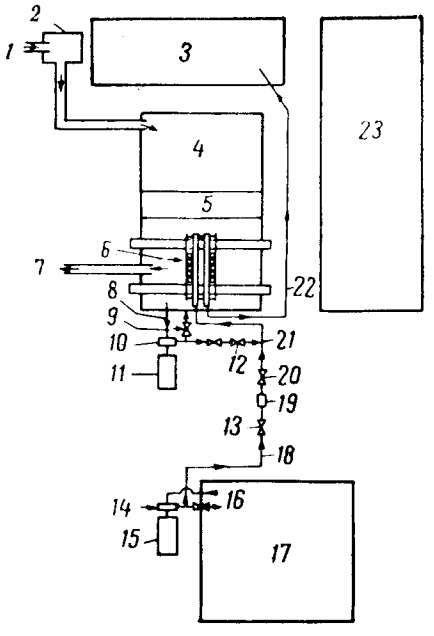


Рис. IX. 6. Схема размещения емкостей и обвязки наземной циркуляционной системы с гидроциклонами.

1 — поступление раствора из скважины в вибросито; *2* — вибросито; *3* — емкость для шлама, поступающего из гидроциклонов; *4* — емкость для раствора; *5* — смеситель; *6* — циклоны; *7* — всасывающая линия бурового насоса; *8* — 3″ приемная линия; *9* — 2″ редуцирующий клапан; *10* — центробежный насос; *11* — двигатель; *12, 13* — пробковые краны; *14* — центробежный насос; *15* — двигатель; *16* — 2″ всасывающая линия; *17* — емкость для воды; *18* — 2″ линия; *19* — расходомер; *20* — запорная задвижка; *21* — 3″ шланг к циклону; *22* — 2″ линия для воды и для прокачки глинистой массы из гидроциклонов; *23* — резервная емкость

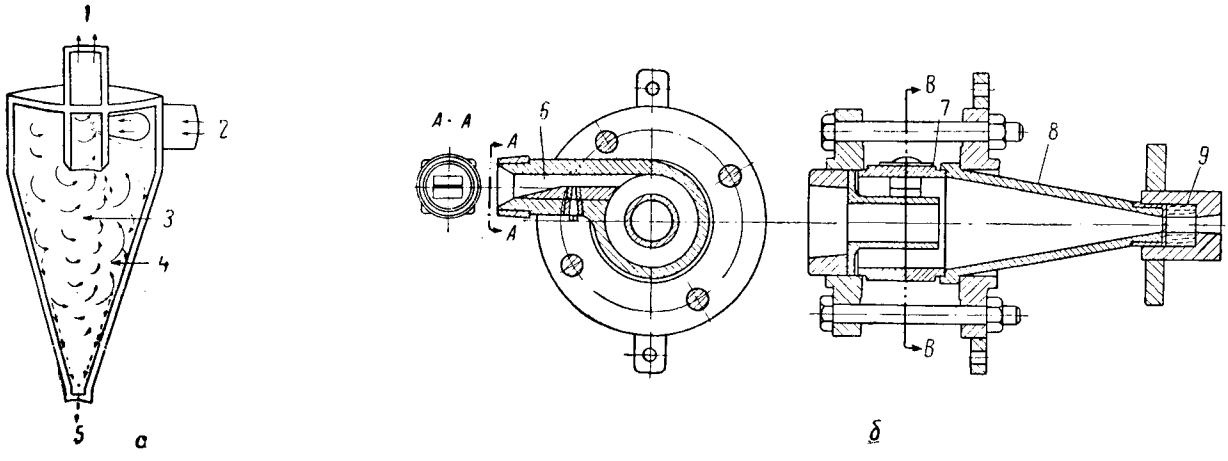


Рис. IX. 7. Схема движения жидкости в гидроциклоне (*а*) и разрез гидроциклона (*б*).

1 — вывод жидкости и легких твердых частиц; *2* — поступление раствора; *3* — область завихрения жидкости; *4* — область выброса к стенкам в процессе завихрения тяжелых частиц; *5* — отверстие для выкида грязи жидких остатков; *6* — входное отверстие; *7* — участок подачи раствора; *8* — коническая часть; *9* — клапан.

Таблица IX. 2

Отбор шлама из обычного раствора с помощью 3″ гидроциклона

Наименование	Раствор		
	№ 1	№ 2	№ 3
Подача раствора в гидроциклон под давлением 8,4—8,8 *кГ/см²*, *л/сек*	1,72	1,59	1,68
Выход раствора из гидроциклона, *л/сек*	1,64	1,45	1,59
Выход шлама из гидроциклона, *л/сек*	0,08	0,14	0,09
Удельный вес раствора:			
а) при поступлении его в гидроциклон	1,15	1,13	1,08
б) на выходе из гидроциклона	1,13	1,10	1,05
в) выбрасываемого шлама	1,50	1,46	1,53
Содержание твердых частиц, % вес.:			
а) при подаче раствора в гидроциклон	21,5	21,5	12,0
б) при выходе из гидроциклона	19,2	15,2	7,8
в) в выбрасываемом шламе	55,5	51,5	57,0
Твердых частиц, удаляемых с шламом:			
а) *кг/кг* на выходе из гидроциклона	0,15	0,37	0,38
б) *т/сутки*	6,03	14,4	7,8
в) процент регенерации	78	74	90

Таблица IX. 3

Регенерация барита 3″ гидроциклоном

Наименование	Промывочный раствор		
	№ 1	№ 2	№ 3
Поступление в гидроциклон раствора под давлением 8,4—8,8 *кГ/см²*, *л/сек*	1,89	1,89	1,82
Выход раствора из гидроциклона, *л/сек*	1,72	1,67	1,41
Выход шлама из гидроциклона, *л/сек*	0,12	0,23	0,32
Удельный вес, *г/см³*:			
а) при поступлении раствора в гидроциклон	1,23	1,23	1,25
б) на выходе из гидроциклона	1,11	1,09	1,07
в) выбрасываемого шлама	1,56	1,94	2,13
Содержание барита, % вес.:			
а) при поступлении раствора в гидроциклон	58,1	58,5	91,5
б) на выходе раствора из гидроциклона	21,4	16,6	76,5
в) в выбрасываемом шламе	90,4	85,0	97,8
Содержание твердых частиц, % вес.:			
а) при поступлении раствора в гидроциклон	26,6	27,1	26,5
б) на выходе его из гидроциклона	15,3	14,0	10,8
в) в выбрасываемом шламе	78,0	65,8	69,4
Регенерация барита:			
на выходе раствора, *кг/кг*	0,795	0,890	0,805
т/сутки	28,0	32,0	44,0

4. БУРЕНИЕ С ПРИМЕНЕНИЕМ ВОЗДУХА ИЛИ ГАЗА

При использовании обычных буровых установок в определенных условиях применяют способ бурения с продувкой забоя воздухом или газом вместо промывочной жидкости.

Этот способ бурения применяется в районах, где не встречается водопроявлений.

Практически бурение с воздухом или газом дает положительные результаты там, где породы продуктивных горизонтов отрицательно реагируют на проникновение фильтрата из промывочного раствора, в условиях поглощения циркуляции и в районах, где приготовление промывочных растворов связано с большими затруднениями.

Другим положительным фактором при бурении скважин этим способом является большая проходка на долото, высокая механическая скорость и сниженные возможности загрязнения керна при бурении с его отбором. Этот метод применяется на газовом промысле Сан Жоан.

На рис. IX. 8 показана схема обвязки устья скважины при бурении с воздухом. Воздух направляется к забою по насосно-компрессорным трубам, затем по кольцевому пространству выходит на поверхность, вынося с забоя тонкие частицы разбуренной породы. Крупные частицы породы выпадают из этого потока на забой, где повторно дробятся долотом. Процесс повторного дробления идет настолько интенсивно, что создаются лишь незначительные возможности прихвата инструмента шламом при прекращении циркуляции.

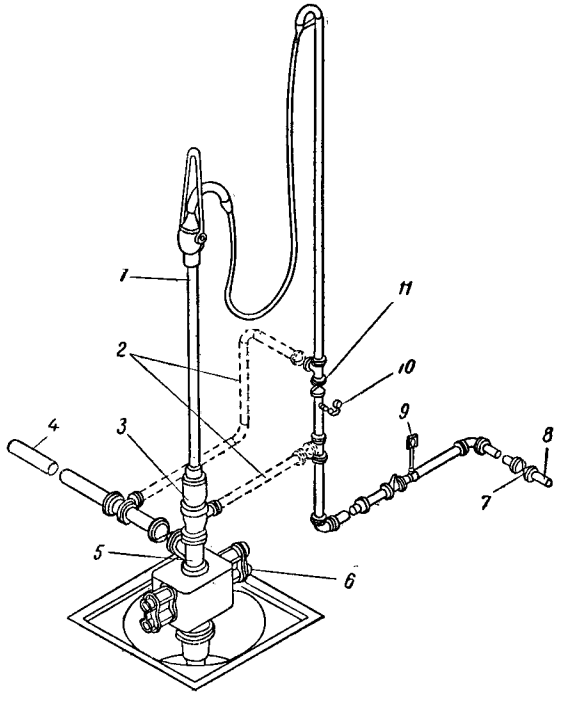


Рис. IX. 8. Схема обвязки устья скважины при бурении с продувкой воздухом [IX. 12].

1 — ведущая рабочая труба; *2* — обводная труба обратной циркуляции (нижний, короткий, отвод устанавливается в зависимости от условий); *3* — вращающийся пакер ведущей трубы; *4* — 7″ выкидная линия; *5* — 6″ тройник; *6* — превентор; *7* — главная задвижка; *8* — приемная газовая линия; *9* — газовый счетчик; *10* и *11* — манометр и задвижка стояка.

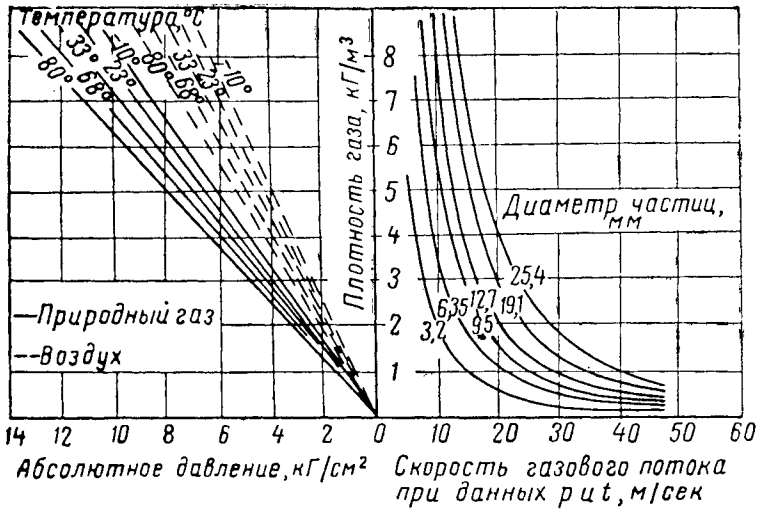


Рис. IX. 9. Зависимость диаметра частиц, удерживаемых во взвешенном состоянии, от скорости потока газа.

На рис. IX. 9 показаны кривые зависимости диаметра частиц, удерживаемых во взвешенном состоянии, от скорости потока газа даниой плотности [IX. 19].

Если по каким-либо причинам снижается количество прокачиваемого газа, скорость потока в кольцевом пространстве снижается и как следствие этого снижается размер частиц породы, выносимых иа поверхность.

Скорости потока воздуха таковы, что частицы породы после отрыва их от забоя выиосятся на поверхность в несколько секунд. Неожиданиое прекращеиие выброса шлама в виде пыли из скважины указывает на то, что в стволе скважины появилась вода.

В этом случае применяют обратную циркуляцию, так как при этом виутри насосио-компрессорных труб создается поток, восходящий с большой скоростью, что обеспечивает лучшую очистку забоя скважины, чем при обычной циркуляции.

5. БУРЕНИЕ С ПРИМЕНЕНИЕМ АЭРИЗИРОВАННЫХ ПРОМЫВОЧНЫХ ЖИДКОСТЕЙ

Для борьбы с потерей циркуляции уииверсальиым средством является снижение плотности промывочиой жидкости и введение в нее наполнителей.

Для создаиия промывочного раствора низкого удельиого веса в него инжектируется газ или воздух. Аналогично бурению с воздухом или газом этот способ бурения имеет определенные преимущества: увеличиваются механическая скорость и проходка на долото. Кроме того, при этом способе иет пожарной опасности. Этот способ можио применять для разбуривания различных горных пород (от твердых до мягких, от влажных до сухих) в отличие от бурения с применением воздуха или газа, которое возможно только в сухих породах.

В случае необходимости для предотвращеиия прорыва пластовых вод и нефтяного или газового выброса раствор может быть дегазироваи, т. е. утяжелен.

Ствол скважины при применении этого способа может быть обработан таким образом, что сохраиится его устойчивость при заполиеиии раствором большего удельного веса. При этом возможно выполнять каротажные работы и работы по цементироваиию.

На рис. IX. 10 показаиа схема расположения и обвязки оборудоваиия и устья скважиины при бурении с применением аэризированного промывочного раствора. Воздух подается компрессором в стояк, в который одновременно буровыми насосами подается промывочный раствор [IX. 32].

При применении водных или иефтяиых растворов удельиый вес их при аэризации может быть доведеи от 0,83 до 0,99, что будет соответствовать градиенту давления от 0,083 до 0,1 *кг/см²* иа 1 *м* глубины.

При бурении с воздухом, газом или аэризированным раствором можно получить наиболее иизкий градиент давления.

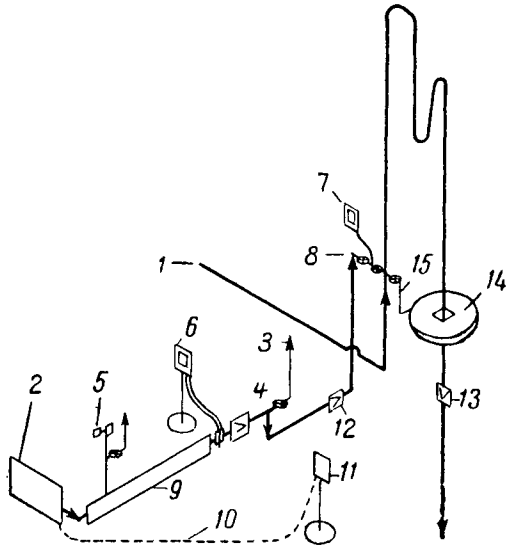


Рис. IX. 10. Схема расположеиия оборудования при бурении скважин с аэрированным раствором.

1 — нагнетательная лнння от бурового насоса; *2* — воздушный компрессор и двигатель мощностью 220 *л. с.*; *3* — выкидная воздушная лнння; *4* — дросселнрующнй клапан; *5* — предохранительный клапан; *6* — орнфайс; *7* — регнстрирующнй манометр; *8* — воздушные клапаны; *9* — емкость объемом 0.8 *м*³; *10* — коитрольиая линия регулировкн к двигателю, регулятор и выкид воздуха без иагрузкн; *11* — пульт управлеиия двигателем; *12* — запорные клапаны поршиевого типа; *13* — запориый клапаи; *14* — ротор; *15* — лииия для выкида или для иаправлеиия в емкость для раствора.

Кривые, представленные на рис. IX, 11 и IX. 12, могут быть использованы для определения объемов воздуха, которые должны быть инжектированы в промывочный раствор для получения его требуемого удельного веса при бурении скважин глубиной от 300 до 3050 *м*. Для большинства скважин глубиной до 3050 *м* забойная температура при циркуляции не превышает 80—85° С, причем необходимо заметить, что температура на выкиде из скважины ниже забойной температуры на 6—14° С.

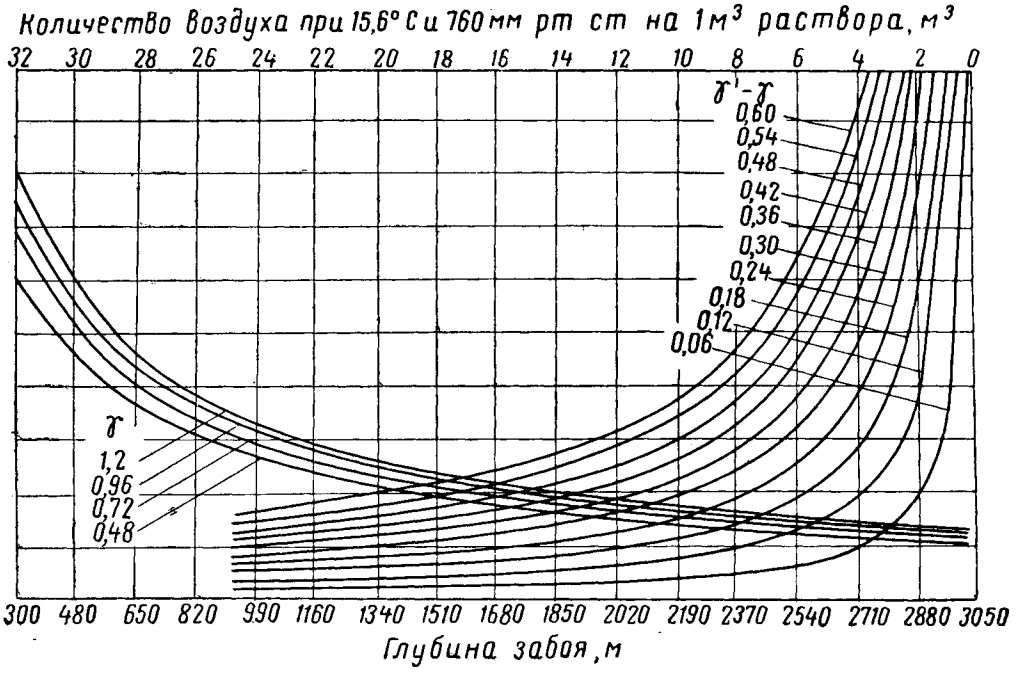


Рис. IX. 11. Номограмма для определения объема воздуха при средней температуре столба жидкости в скважине 38° С (от 24 до 52° С) для получения раствора требуемого удельного веса [IX. 44].

γ′ — действительный удельный вес жидкости, *г/см*³; γ — требуемый эффективный удельный вес раствора, *г/см*³.

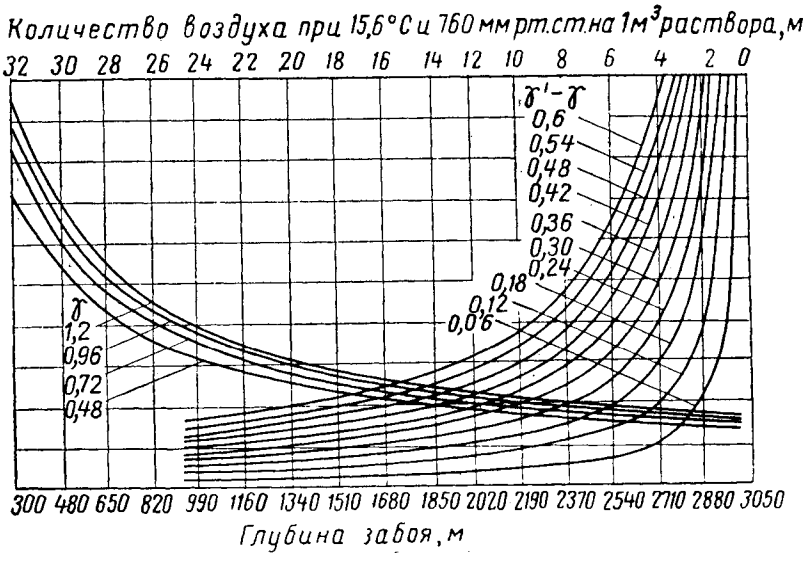


Рис. IX. 12. Номограмма для определения объема воздуха, необходимого для получения раствора требуемого удельного веса при средней температуре столба жидкости в скважине 93° С (от 79 до 107° С).

γ′ — действительный удельный вес жидкости, *г/см*³; γ — требуемый эффективный удельный вес раствора, *г/см*³.

6. СКОРОСТЬ БУРЕНИЯ

Механическая скорость бурения зависит от характеристики пород, типа долота, нагрузки на долото, качества промывочной жидкости.

Разбуривание пород различной характеристики вызывает необходимость иметь долота различной конструкции, выполненные из различных материалов. Применяется серия долот, предназначенных для разбуривания пород от мягких до твердых. Долота для мягких пород имеют обычно длинные тонкие армированные режущие элементы, направленные в стороны. Шарошка представляет собой стальную отливку или поковку с цементированной или покрытой карбидом вольфрама поверхностью.

Долота для твердых пород выпускают с короткими режущими элементами, посаженными близко друг к другу. Долота обычно изготовляют из стальных поковок с поверхностью, цементированной небольшими количествами карбида вольфрама. Долото считается сработанным в том случае, когда режущий элемент изношен настолько, что скорость разрушения породы становится экономически неприемлемой, или когда опоры износятся настолько, что становится возможной потеря шарошки.

Породы делятся на твердые и мягкие с различной степенью абразивности.

Породы с высоким пределом прочности на сжатие классифицируются как твердые, а с относительно низким пределом прочности на сжатие как мягкие. Абразивность породы характеризуется скоростью сработки режущего элемента долота.

Из многих факторов, влияющих на скорость разрушения породы, нагрузка на долото и число его оборотов наиболее просто изменяются. Увеличение нагрузки на долото вплоть до его заклинивания обычно увеличивает скорость разрушения породы. Искривление ствола скважины часто является результатом чрезмерной нагрузки на долото. Увеличение нагрузки с учетом сказанного выше обычно прямо пропорционально скорости разрушения мягких пород. Для твердых пород увеличение нагрузки на долото в 2 раза часто приводит к увеличению скорости разрушения породы от 2 до 4 раз.

Скорость разрушения мягких пород связана с числом оборотов ротора соотношением 1 : 2.

Для них число оборотов ротора доводят до 300 в минуту. Чем тверже порода, тем меньше должна быть скорость вращения инструмента и для очень твердых пород она не должна превышать 100 в минуту.

Промывочные жидкости значительно воздействуют на механическую скорость и проходку на долото в условиях как мягких, так и твердых пород. Основной функцией промывочной жидкости является быстрейшее удаление частиц породы после отрыва их с забоя.

Таким образом, чем больше объем промывочной жидкости, тем выше механическая скорость. Это является объяснением, почему при определенных условиях гидромониторные долота дают лучшие результаты, чем долота обычного типа. Следует учитывать, что объем подачи промывочной жидкости ограничивается возможностями бурового оборудования. Применение же воды и воздуха в качестве промывочной жидкости по сравнению с глинистым раствором будет всегда давать лучшие результаты по механической скорости и проходке на долото. Однако возможности применения воздуха или газа ограничиваются условиями проходки скважины. Лучшая отработка долота может быть достигнута в результате использования промывочных жидкостей наиболее низкого удельного веса.

В заключение можно сказать, что наиболее высокая механическая скорость и наибольшая проходка на долото могут быть получены с применением промывочных жидкостей с минимальными показателями по вязкости, прочности структуры, удельному весу и содержанию песка.

7. ОТБОР КЕРНА

В настоящее время отбирается керн, имеющий форму цилиндра диаметром от 25,4 до 101,6 *мм*.

Отбор и изучение керна являются одной из наиболее важных контрольных операций при бурении разведочных и эксплуатационных скважин.

Качество скважины очень часто полностью определяется керном. В число данных, получаемых в результате изучения керна, входят проницаемость, пористость, водонасыщенность, нефтенасыщенность, определение контактов газ — нефть, газ — вода и нефть — вода.

По керну также может быть подобрана промывочная жидкость, которая не будет влиять на продуктивность пласта.

Данные, полученные в результате изучения керна, используются также при подсчете запасов для уточнения данных электро- и радиоактивного каротажа и обеспечения правильной базисной основы для примерной количественной интерпретации каротажных данных по скважине там, где керн не отбирался.

Кроме того, керн является средством определения возможности применения новых методов извлечения нефти.

Информация, полученная при изучении керна, является только частью, правда, основной, данных, необходимых для правильного решения задач проходки и завершения скважин, добычи и количества извлекаемых запасов нефти.

При бурении с отбором керна применяются два способа: первый с обычной колонковой трубой и второй на канате со съемной грунтоноской. Первый способ требует подъема колонны бурильных труб, второй — нет.

Качество отбора керна в большой степени зависит от опытности бурильщика. Нагрузка на долото, число оборотов ротора, давление на насосах и качество глинистого раствора во многом влияют на результаты отбора. Трудно отбираются керны рыхлого песчаника, трещиноватых сланцев, часто встречающихся включений доломитов и известняков. Часто применяют съемную грунтоноску на канате, поскольку она позволяет отбирать керн в любом интервале без подъема колонны бурильных труб, так как грунтонос поднимается на канате.

После того как колонковая труба поднята на поверхность, керн промывается, укладывается в ящики и направляется в лабораторию на анализ. Образцы керна, насыщенные нефтью или газом, немедленно отбираются, консервируются и маркируются.

При длительном хранении зарегистрированные образцы керна замораживаются с помощью сухого льда.

Быстрота герметизации и замораживания образцов имеет большое значение. По образцам, которые не могут быть законсервированы, дается литологическое описание.

В описании должны содержаться следующие данные: порода, размер частиц, размер и вид пористости, степень кристаллизации. Также должна быть дана оценка проницаемости и содержания нефти и газа.

Кроме двух описанных выше способов отбора керна, применяется отбор его с помощью бокового грунтоноса в уже пробуренной скважине, а при ударно-канатном бурении — отбор раздробленной породы (шлама) с забоя скважины.

8. ЦЕМЕНТАЖ СКВАЖИН

Эксплуатационная обсадная колонна может опускаться или до кровли продуктивного пласта, или ниже него.

В том и другом случаях после спуска колонна цементируется.

При цементировании обсадных колонн очень важно, чтобы при сцеплении цемента и породы стенок скважины были изолированы между собой верхние и нижние пласты.

Если связь между пластами все же существует, то это обычно связано с образованием каналов в процессе закачки цементного раствора.

Причиной образования каналов является то, что глинистая корка, отложившаяся на стенках скважины, перед цементированием не была удалена достаточно тщательно.

Довольно часто во избежание некачественного цементирования на обсадной колонне монтируются скребки, выступающие над поверхностью трубы.

При спуске обсадной колонны в том интервале, где необходимо создать хорошее сцепление цемента с породой стенок скважины, она проворачивается, поднимается вверх и снова спускается (басбошируется) для того, чтобы скребками срезалась глинистая корка со стенок.

Обсадная колонна должна опускаться быстро в заполненную раствором скважину и доводиться до забоя. После этого восстанавливается циркуляция, раствор закачивается внутрь обсадной колонны и по кольцевому пространству поднимается на поверхность. Эта операция производится для того, чтобы удалить срезанную скребками со стенок скважины породу. Через некоторое время приступают к закачке пресной воды или соленого раствора, чтобы размыть глинистую корку, образовавшуюся на стенках скважины, и таким образом до минимума свести возможность загрязнения цементного раствора глиной и химикатами, входившими в состав промывочной жидкости.

Цементаж чаще всего проводится обычным способом с помощью двух пробок. При неудачной операции проводят цементаж под давлением.

Все тампонажные работы проводятся специальными компаниями, располагающими для этого необходимым оборудованием.

При цементировании обсадных колонн необходимо учитывать два основных фактора: цементный раствор не должен схватываться до того момента, когда он будет продавлен до заданной верхней точки подъема его в кольцевом пространстве, и должен оставаться в состоянии раствора при температурах в пределах от атмосферной до 150—200° С и давлении от 1 до 1400 *ат*.

Цементный раствор должен схватываться и затвердевать только после необходимого по расчету времени нахождения его в жидком состоянии.

При продавке цемента в кольцевое пространство бурильщик должен вращать и басбошировать обсадную колонну, чтобы избежать образования пустот и каналов в кольцевом пространстве. Время на ожидание затвердения цемента в зависимости от условий принимается от 24 до 72 *ч*.

В обычных случаях для цементирования обсадных колонн применяется портланд-цемент.

Однако вследствие специфичности условий, при которых происходит цементирование колонны, требований, обусловливаемых пластовыми температурами, давлениями и физическими свойствами пород, широко применяют материалы различного типа и качества, дополнительно вводимые в портланд-цемент.

В настоящее время практически созданы материалы, замедляющие схватывание цемента, что особенно важно для бурения глубоких скважин. Но окончательная разработка материалов, понижающих моментальную водоотдачу цементных растворов, вызывающую прихват колонны, еще не закончена.

При цементировании обсадных колонн в глубоких скважинах, когда невозможно передать на пласт все гидростатическое давление столба жидкости, во избежание явления, подобного гидроразрыву, применяется цементирование по способу ступенчатой заливки.

Современным усовершенствованием в цементировании обсадных колонн являются создание и применение легких цементов, что дает возможность отказаться от многоступенчатой заливки глубоких скважин.

В табл. IX. 4 приводятся данные по температурам в бурящихся скважинах при различных объемах прокачки жидкости и глубинах скважин.

Таблица IX. 4

№ скважины	Скорость прокачиваемой жидкости, *л/сек*	Глубина скважины, *м*	Температура циркулирующего раствора, °С		Забойная температура, °С	
			на всасывающей линии	на нагнетательной линии	при циркуляции жидкости	в статическом состоянии
1	27	1620	36	41	43,0	58
2	11	2486	43	46	50,0	91
	23	2486	46	47	49,7	91
3	32	2531	47	49	53,0	102
4	26	3026	47	49	58,3	89
5	26	3322	53	56	68,9	118

Данные этой таблицы можно применять в расчетах при разработке программы спуска и цементирования обсадных колонн.

Тампонажные цементы, применяемые для цементирования нефтяных и газовых скважин, могут быть разделены на три основных вида.

1. Портланд-цемент, применяемый для скважин до глубины 1830 *м* (ASTM, тип 1). При использовании понизителей схватывания может быть использован для скважин глубиной до 4270 *м*.

2. Цементы с высокой начальной прочностью (ASTM, тип III.). Обычно эти цементы получают в результате модификации портланд-цемента за счет увеличения содержания в нем $3CaO \cdot SiO_2$ и тонкости помола.

3. Специального типа цементы:

а) медленно схватывающиеся цементы; схватывание замедляется за счет изменения состава клинкера или за счет ввода химических добавок; эти цементы применяются при цементировании скважин глубиной 4875 *м* и более;

б) сульфатоустойчивые цементы; к ним относятся цементы, способные противостоять воздействию пластовых сульфатных вод;

в) цементы с низкой водоотдачей; эти цементы содержат добавки, которые снижают водоотдачу цементного раствора, вследствие чего понижается возможность образования трещин и пустот при застывании цемента;

г) цементы низкого удельного веса; идеальными были бы цементные растворы, которые при нормальном водоцементном факторе по удельному весу соответствовали бы промывочным растворам; подобные цементные растворы получаются в результате добавок таких материалов, значительно понижающих их удельный вес, как бентонит, пуццолан, диатомовые земли;

д) пуццолановые цементы.

Вследствие воздействия пуццолана на окись кремния эти цементы обладают большой устойчивостью против концентрированных сульфатных вод.

В табл. IX. 5 приводятся данные влияния температуры и давления на время первоначального схватывания и прочность сжатия растворов из портланд-цемента с водоцементным фактором 0,5.

Таблица IX. 5

Температура, °С	Результаты при атмосферном давлении		Результаты, полученные при воздействии давления		
	время первоначального схватывания, *мин*	прочность на сжатие через 72 ч, *кГ/см²*	давление в автоклаве, *кГ/см²*	время первоначального схватывания, *мин*	прочность на сжатие через 72 ч, *кГ/см²*
54	98	—	35	87	—
82	63	157	140	54	278
82	63	—	280	53	277
96	56	28,3	140	43	266
121	—	—	140	29	268
135	—	—	140	—	188
149	—	—	140	—	54
163	—	—	140	—	54

Из этой таблицы следует, что увеличение давления уменьшает время схватывания и увеличивает прочность. Увеличение температуры ускоряет схватывание, но снижает прочность, хотя и в незначительных пределах.

Медленно схватывающиеся цементы, как это было сказано выше, получаются модификацией химического состава цемента или применением добавок.

В модифицированных по химическому составу цементах отношение Al_2O_3 к Fe_2O_3 таково, что теоретически содержание $3CaO \cdot Al_2O_3$ в цементе будет равно нулю, а содержание Fe_2O_3 должно несколько превышать количество, необходимое для преобразования Al_2O_3 до $4CaO \cdot Al_2O_3 \cdot Fe_2O_3$.

Другим способом замедления схватывания цементных растворов является добавка материалов, которые замедляют реакцию между химическими компонентами цемента и водой.

Подобные замедляющие материалы разделяются на следующие три класса: 1) крахмал или целлюлоза; 2) сахариды; 3) кислоты или соли, содержащие одну или больше гидроксильных групп.

Карбоксиметилгидроксиэтилцеллюлоза является примером добавок первого класса. Этот продукт может значительно снижать водоотдачу цементных растворов при добавках его от 1 до 2%. Глюкоза является примером продуктов второго класса, а кальциевая соль лигносульфатной кислоты является примером добавок третьего класса.

Загрязнение цементных растворов промывочной жидкостью и другими видами материалов значительно влияет на процесс затвердения цемента.

В основном добавки неорганических солей (NaCl) в цементный раствор приводят к снижению органических веществ, а квебрахо — к увеличению времени закачки цементного раствора при цементировании обсадной колонны.

В табл. IX. 6 приводятся данные влияния на загустевание медленно схватывающегося цементного раствора добавки различной концентрации раствора NaCl.

В практике нередко применяются добавки хлористого кальция ($CaCl_2$) для ускорения времени затвердевания цемента.

Последним улучшением в работах по цементированию колонн является применение цементных растворов с низкой водоотдачей и удельного веса примерно 1,26.

Для получения таких растворов добавляется карбоксиметилгидроксиэтилцеллюлоза и особого вида диатомовые земли.

Диатомовые земли дают возможность получать цементные растворы с высоким водоцементным фактором, так как добавки этих земель позволяют снизить удельный вес раствора.

Таблица IX. 6

Глубина скважины, *м*	Время застывания раствора в приборе «Станолинд» под давлением в зависимости от концентрации NaCl, *ч-мин*				
	без NaCl	частей на миллион			
		5000	20 000	100 000	300 000
2420	3—19	2—42	2—08	1—58	5—36
3050	2—56	2—04	1—27	1—24	3—57
3660	2—18	1—53	1—12	1—09	2—37
4270	2—04	1—49	1—10	1—01	2—10

9. КИСЛОТНАЯ ОБРАБОТКА СКВАЖИН

С момента получения патента в 1896 г. в течение 36 лет солянокислотная обработка скважин не находила широкого применения вследствие коррозионного действия кислоты на стальное оборудование. Начиная с 1932 г., было разработано большое количество ингибиторов коррозии, а также других добавок и солянокислотные обработки скважин стали успешно проводиться в большом масштабе.

Цель кислотных обработок — увеличение проницаемости пород в призабойной зоне, что позволяет увеличить дебиты скважин.

Для успешного проведения кислотной обработки скважин нужно знать тип породы, ее проницаемость, пористость, стратиграфическую и структурную характеристику залежи.

Большое значение имеют также данные о пластовом давлении, температуре, нефтеводонасыщенности, смачиваемости, положении водораздела, а также содержании растворенного газа.

Если имеется качественный керн, целесообразно провести лабораторные исследования для выявления оптимальных условий обработки.

Обработка некоторых пород, обладающих средней растворимостью в кислоте, повышает проницаемость, что является средством увеличения продуктивности скважин. Однако продуктивность не обязательно увеличится, если призабойная зона скважины будет обработана кислотой. Данные растворимости породы намеченного к обработке пласта являются существенными и позволяют предопределить успешность обработки кислотой.

Скорость химической реакции кислоты с породой, которая может встретиться в процессе обработки, является значительным фактором, с помощью которого определяется скорость закачки раствора соляной кислоты в пласт.

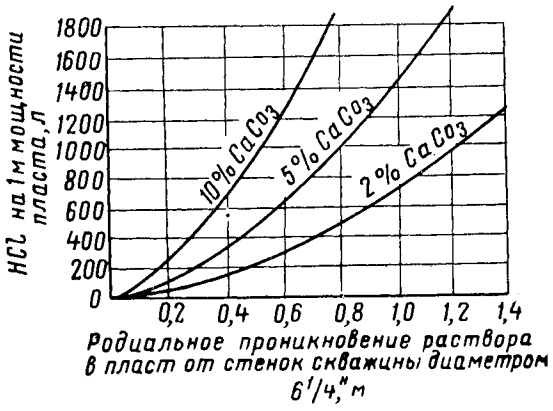
Например, если на забое имеются быстрореагирующие известняки и закачка раствора соляной кислоты производится медленно, то кислота будет израсходована неэффективно, так как будет расширяться только ствол скважины.

Если порода представлена песчаниками, растворимость его может быть настолько низкой, что скорость реакции не будет иметь существенного значения.

Обработка производится в большинстве случаев 15%-ным раствором соляной кислоты.

Это обусловлено рядом причин. Товарная соляная кислота обычно 30%-ная, поэтому приготовление 15%-ного раствора не вызывает каких-либо затруднений. Применение растворов более высокой концентрации затрудняет очистку скважин вследствие того, что осадок, состоящий из остатка кислоты, растворенных солей и взвешенных частиц, имеет высокую вязкость. Кроме того, процесс обработки необходимо вести с высокой скоростью закачки, чтобы предохранить потерю кислоты до проникновения ее в пласт.

Растворы с концентрацией ниже 15% могут растворять только небольшие по мощности отложения.



На рис. IX. 13 показаны кривые зависимости расхода 15%-ного раствора HCl. требуемого для удаления $CaCO_3$ из пласта мощностью 3 *м*, от глубины радиального ее проникновения.

Для обработки забоя скважины часто применяется так называемая глинокислота, которая представляет собой смесь 15%-ной соляной кислоты, от 3 до 6% плавиковой кислоты, некоторого количества смачивателей и понизителей поверхностного натяжения.

Эти смеси воздействуют на глинистые частицы в призабойной зоне.

В табл. IX. 7 приводятся данные растворимости породы продуктивных пластов месторождений побережья Мексиканского залива в глинокислоте и 15%-ном растворе соляной кислоты.

Рис. IX. 13. Кривые зависимости количества 15%-ного раствора HCl, требуемого для удаления различных количеств $CaCO_3$ из пласта мощностью 3 *м*, от глубины радиального ее проникновения [IX. 62].

Таблица IX. 7

Растворимость пород продуктивных коллекторов в растворе 15%-ной HCl и глинокислоте

Месторождение	Отложения	Глубина, *м*	Средняя растворимость, %	
			глинокислота	15%-ный раствор HCl
1	2	3	4	5
Алисе	—	1570	51	17
Бексер Коунти	—	296	66	17
Каррицо	—	—	17	2
Айеленд	Миоцен	1426—1658	32—60	2—10
Лубай	Ваквилле	1710—1716	30—60	0—9
Агуа Далсе	Катахаула	1440—1450	43	30
» »	»	1671—1676	53—61	8—12
» »	»	1938—1948	41—60	14—46
Англетом	Фрио	3018—3182	—	Менее 2%
Женедо	»	1545—1557	23—33	2—3
Еспарсон Доме	Кукфильд	2141	20	2
	»	2591	22—42	3—5
Джоз Лак	Уилкокс	2342	15	1
Лома новая	—	839—867	20—60	2—7
Меннвел	Маргинулина	1632—1643	23—42	2—4
Луис	Фрио	1570	22	4
Нукес—Коунти	»	1615—1622	45—50	9—24
Н. Шведен	Джексон	1448—1460	50	16—30
Олд—Оксан	Фрио	3068—3076	45	34
	»		25	1
Пласедо	»	1449—1454	24	4
Роуям	»	2621—2810	—	2—7
Римкон	—	1161—1197	60	24
Сегно	Уилкокс	2445—2466	35—40	4—13
Стар Коунти	—	588	63	24
Таркей Крик	Фрио	1786	50	—
Уийт Крик	»	457	45	1
Блек Байоу	Миоцен	1318—1342	24—55	3—17
Шарнтон	»	290	44	4
Эола	Спарта	1794—1822	20—65	5
»	Уилкокс	2589—2619	16—25	2—8
Голд Мидуэй	Миоцен	1615	24	1
Вилле Плате	Неас	2692—2694	21	2
» »	Тейте	2670—2773	23	1
» »	Уилкокс	3017—3138	22—35	3—5
Лонг Лак	Вудбайн	1584—1587	30	3
Восточный Техас	»	1097	8—45	1—28
Хоукинс	»	1345—1347	15—25	5
Тинслей	Еатоу	1503—1514	20—27	12—27

В табл. IX.8 приводятся данные по влиянию глинокислоты на проницаемость глинистой корки. В 1 *л* такой кислоты растворяется около 4 *г* бентонита.

Таблица IX. 8

№ образца глинистой корки	Месторождение	Фильтрация воды через глинистую корку, *см³/мин*		Увеличение проницаемости или объема прохождения воды через корку, %
		до обработки глинокислотой	после обработки глинокислотой	
1	Енглиш Байоу . .	0,466	3,67	690
2	Юниверсити . . .	1,46	46	3 100
3	Порт Барре . . .	1,13	44	3 800
4	То же . . .	1,55	80	5 000
5	Дженнингс . . .	1,00	8,7	770
6	Эола	0,40	13,35	3 250
7	Тапетейт	1,00	166,6	16 500
8	Эйнс ля Бутте . .	1,07	125	12 400
9	Парадиз	0,333	85	2 450
10	Уилдкет	0,67	150	22 500
11	»	0,05	Не определено*	
12	Старк	1,67	250	15 000

* Глинистая корка после обработки развалилась.

Кроме соляной и глинокислот, применяются специально приготовленные кислоты, например высоковязкий раствор соляной кислоты, «проникающая кислота», в составе которой имеются поверхностно-активные вещества, а также кислоты, содержащие индикаторы, по которым может быть прослежено ее продвижение.

Перед обработкой скважины соляной кислотой по ней должны быть собраны все имеющиеся данные.

Наряду с данными по пластовой температуре, давлению, растворимости и составу породы пласта, качеству промывочного раствора и фильтрации должны быть использованы данные по мощности пласта, проницаемости, нефтегазонасыщенности, уровню нефте-, газо- и водораздела и способу освоения скважины.

Желательно построить кривую добычи по скважине до и после обработки ее соляной кислотой, чтобы правильно оценить целесообразность и практичность обработки.

Техника обработки скважины соляной кислотой в зависимости от условий изменяется в широких пределах.

Однако имеются несколько наиболее распространенных способов обработки, описание которых приводится ниже.

Способ Керра (Carr) заключается в том, что предварительно способом обратной циркуляции (с выходом через насосно-компрессорные трубы) скважина заполняется и промывается нефтью. Затем затрубное пространство перекрывается задвижкой и через насосно-компрессорные трубы закачивается раствор соляной кислоты, а избыток нефти спускается через эту задвижку. После заполнения насосно-компрессорных труб кислотой она продавливается в пласт нефтью.

Этот способ имеет определенные недостатки: недостаточная селективность, возможность потери нефти и раствора кислоты в закрепленной части ствола, расположенной в верхних непродуктивных отложениях.

Другим, более совершенным способом является способ с применением пакера, который перед операцией устанавливается в кольцевом пространстве между насосно-компрессорными трубами и обсадной колонной, чтобы отделить зону, намеченную для обработки соляной кислотой, от другой части скважины.

Довольно часто при обработке скважины с установкой пакера гидростатическое давление столба жидкости в кольцевом пространстве достаточно для удержания пакера в заданном положении. Но если продавка раствора соляной кислоты производится под высоким давлением, во избежание смещения пакера используется второй насос для создания соответствующего противодавления в кольцевом пространстве, заполненном нефтью.

Если продуктивный пласт состоит из разнородных по проницаемости пропластков, во избежание проникновения кислоты только в наиболее проницаемый из них прежде всего определяют расположение пропластка с минимальной проницаемостью, который намечается обработать. После этого пропластки с большой проницаемостью блокируют с помощью вязкого геля. После указанной подготовки в малопроницаемый пропласток продавливают кислоту, затем разрушают блокировку.

Одним из важных условий при обработке скважины соляной кислотой является расчет объема кислоты, закачка которого может обеспечить эффективный результат.

Объем закачиваемой кислоты определяется мощностью пласта, растворимостью и расстоянием от скважины, на которое целесообразно продавить кислоту. Этот объем в зависимости от указанных условий изменяется от 0,4 до 130 $м^3$. Довольно часто применяется так называемый последовательный способ. Объем раствора кислоты увеличивается в каждой последующей обработке, при этом кислота все дальше и дальше продавливается по пласту.

Для данного объема кислоты последовательная закачка ее продавкой имеет определенные преимущества, которые заключаются в том, что в этом случае допускается возможность удаления осадка промывкой до того, как создадутся большие его количества, могущие забить пласт, и в том, что исследования на приток производятся после каждого этапа закачки и продавки кислоты, а это дает возможность установить необходимость последующей продавки кислоты в пласт. При таком процессе закачки кислоты можно определить ее оптимальные объемы.

Как было сказано выше, скорость закачки кислоты имеет важное значение.

В некоторых случаях пластовое давление настолько велико, что оставшаяся кислота выдавливается, но в других случаях скважину необходимо свабировать.

Практикой установлено, что кислотная обработка обычно является завершающим этапом работ по новой скважине.

Допустимый дебит скважины часто определяется данными, полученными в процессе ее освоения. Когда пластовое давление достаточно высоко, скважина, загрязненная промывочным раствором, после ее обработки кислотой быстро восстанавливается.

10. ГИДРОРАЗРЫВ

С 1949 г. после опубликования в печати работы Кларка (Clark) начал развиваться этот способ интенсификации добычи [IX. 48, IX. 52, IX. 54, IX. 57, IX. 58а, IX. 60, IX. 67].

Примерно в это же время было установлено, что в процессе законтурного заводнения пласта объемы закачки резко возрастают при условии сохранения пластового давления на одном уровне. Исследованиями было установлено, что по группе скважин для разрыва пласта необходимо было создать давление, равное 0,23 $кГ/см^2$ на 1 *м* глубины его залегания, а по двум скважинам было достаточно всего 0,11 $кГ/см^2$ на 1 *м* глубины залегания пласта.

При гидроразрыве в пласте образуются трещины, в которые закачивается песок или другие твердые материалы.

После удаления жидкости разрыва проницаемость пласта может увеличиться в несколько раз.

Основным условием производства хорошего разрыва пласта являются объем и скорость закачки жидкости при рабочем давлении, соответствующем давлению разрыва пласта. В отдельных случаях при разрыве используется до 950 $м^3$ воды и 90 $т$ песка на одну скважину. Скорость закачки составляет примерно 130 $л/сек$.

Существует много различных теорий процесса гидроразрыва [IX. 67, IX. 58 а]. В частности, Губберт и Уиллис (Hubbert, Willis) утверждают, что при разрыве пласта образование трещин происходит по линиям, близким к перпендикулярным относительно осей наименьших напряжений. При этом допускается, что, когда давление при закачке жидкости достигает величины, превышающей горное давление, разрыв будет проходить в горизонтальном направлении.

11. ОСВОЕНИЕ И ИСПЫТАНИЕ СКВАЖИН

В настоящем разделе не рассматривается вопрос освоения и испытания направленных скважин, т. е. скважин, имеющих ствол с значительным отклонением от вертикали.

Вообще направленное бурение скважин применяется только в случаях ликвидации открытых фонтанов и при бурении скважин на море.

Существуют различные способы вскрытия продуктивного пласта. В одних случаях продуктивный пласт перекрывается эксплуатационной колонной, после цементирования которой для притока жидкости к забою колонна и цементное кольцо простреливаются против участка, намеченного для освоения продуктивного пласта. При этом способе вскрытие пласта осуществляется в ограниченном интервале.

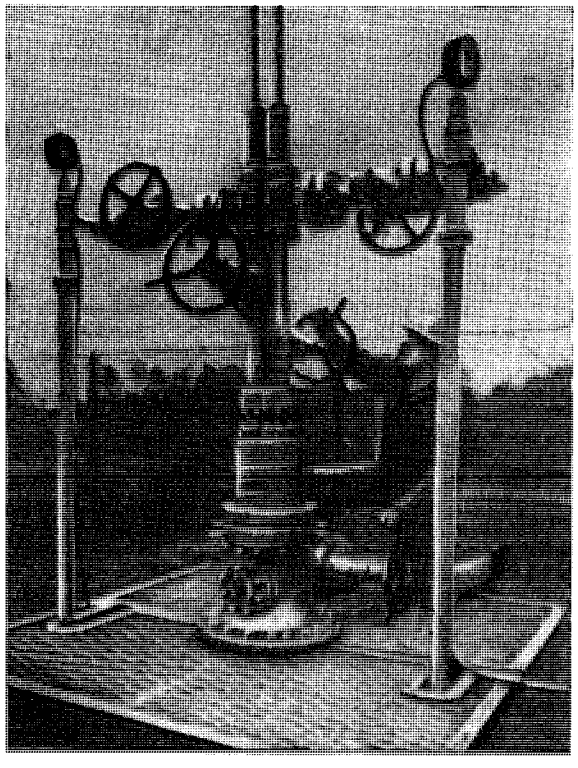


Рис. IX. 14. Оборудование устья скважины при одновременной эксплуатации двух пластов.

В то же время допускается возможность вскрытия другого объекта после предварительного цементирования эксплуатируемого ранее пласта.

Вторым способом вскрытия продуктивного пласта является эксплуатация скважин с открытым забоем.

Для предотвращения поступления песка вместе с жидкостью из пласта к забою скважины спускаются дырчатые, щелевые или гравийные фильтры, призабойная зона при этом обрабатывается пластическими материалами.

До сего времени не установлена достаточно надежно величина потери давления при применении этих методов, и этот вопрос по существу находится в стадии изучения [IX. 14, IX. 16].

Имеются скважины, оборудованные для одновременной эксплуатации двух продуктивных пластов. При этом способе продукция из нижнего пласта поступает по насосно-компрессорным трубам, а из верхнего пласта — по кольцевому пространству. На рис. IX. 14 показано оборудование устья скважины при одновременной эксплуатации двух продуктивных пластов.

Вызов или возбуждение притока из пласта также осуществляется различными способами. Например, скважины с открытым забоем часто промываются водой для удаления глинистого раствора. В некоторых случаях, когда требуется снизить противодавление на пласт, применяется свабирование через насосно-компрессорные трубы или обсадную колонну.

12. ИСПЫТАНИЕ СКВАЖИН

Наиболее важные испытания производятся в бурящейся скважине до спуска эксплуатационной колонны. Они выполняются с помощью бурильного инструмента [IX. 80, I. 120].

Испытатель пласта или тестер крепится на самой нижней трубе и спускается в скважину, заполненную раствором. После спуска инструмента в скважину допускается возможность закачки в трубы буфера воды высотой 305—710 $м$. В результате манипуляций с бурильным инструментом испытатель отделяет нижнюю часть скважины от столба жидкости, расположенной над ним, герметизируя кольцевое пространство.

В то же время создаются возможности проявления пласта, продукция из которого поступает в бурильные трубы. Появление на дневной поверхности нефти или газа служит доказательством наличия их в пласте. При вскрытии водоносного горизонта на поверхности появляется вода, и это служит доказательством отсутствия нефти и газа в промышленных объемах. В тестере устанавливаются регистрирующие манометры для регистрации восстановления давления в призабойной зоне скважины при окончании испытания пласта.

Для газовых скважин данные по пластовому давлению и температуре необходимы при подсчете запасов газа. Пластовая температура замеряется с помощью регистрирующих приборов [IX. 77, IX. 78] или максимального термометра, устанавливаемого в глубинном манометре. При замере температуры следует учитывать влияние твердения цемента и скорость циркуляции промывочного раствора на отклонение величины температурного градиента относительно его нормального значения (см. рис. I. 31).

Давление на устье скважины измеряется грузовым манометром. По его значению рассчитывается пластовое давление с помощью методов, описанных в главе VII. Для замеров пластового статического и динамического давления часто применяются глубинные манометры.

Масштаб измерения глубинного манометра, т. е. число $кГ/см^2$ на 1 $см$ перемещения пера на диаграмме, определяется при калибрировании в зависимости от температуры.

Продукция газоконденсатных скважин направляется в сепараторы, что позволяет определить газоконденсатный фактор. В некоторых случаях для определения газоконденсатного фактора пользуются маленькими переносными сепараторами. Для подачи продукции скважины в такой сепаратор в выкидную линию вводится пробоотборная трубка с наконечником [IX. 68, IX. 72, IX. 74, IX. 76]. Схема подключения переносного сепаратора к скважине показана на рис. IX. 15.

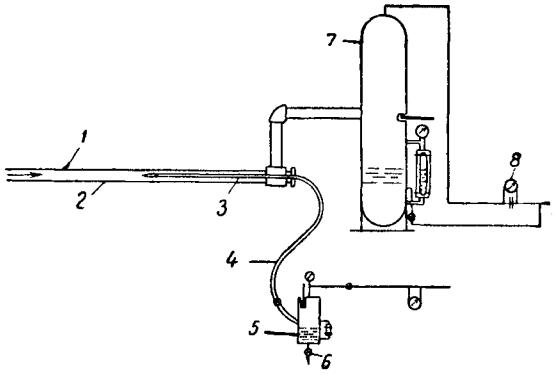


Рис. IX. 15. Схема установки переносного сепаратора на скважине [IX. 76].

1 — поток из скважины, содержащий жидкость; *2* — пробоотборная линия диаметром 2″; *3* — наконечник пробоотборника диаметром 3,2 *мм*; *4* — медная пробоотборная трубка; *5* — конденсат; *6* — переносной сепаратор; *7* — промысловый сепаратор; *8* — газовый счетчик.

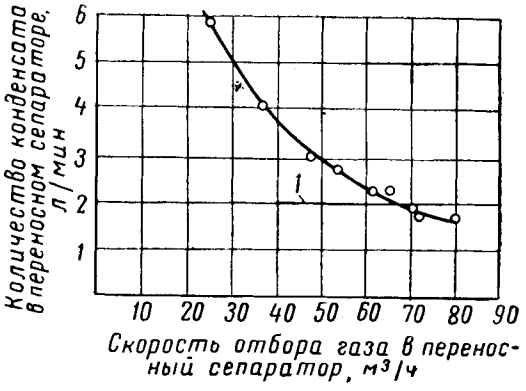


Рис. IX. 16. Содержание конденсата в малом переносном сепараторе в зависимости от скорости отбора пробы [IX. 76].

Примечание. Диаметр наконечника пробоотборника 4,79 *мм*. Наконечник установлен на длину 1 *м* выше изгиба прямого участка выкидной линии длиной 3,65 *м*. Дебит скважины 235 000 *м³/сутки*.

Скорость в пробоотборном наконечнике влияет на замеряемое с помощью переносного сепаратора количество жидкости (рис. IX. 16). При малых темпах отбора продукции в пробоотборную трубку попадает жидкости больше, чем содержится в основном потоке. При высоких темпах отбора в переносный сепаратор поступает больше газа. При работе скважины с низким дебитом применение переносного сепаратора нежелательно, так как в этом случае неизвестно распределение фаз в потоке. Для условий, приведенных в табл. IX. 9, и скорости в наконечнике пробоотборника, равной 94% скорости потока в выкидной линии, состав продукта, поступающего в переносный трап, будет соответствовать действительному составу продукции скважины только при соблюдении перечисленных ниже условий [IX. 76].

Таблица IX. 9

Минимальный дебит и максимальные диаметры труб прямого участка пробоотборной секции при отношении скоростей 0,94 [IX. 76]

Давление не менее, *кГ/см²*	Минимальный дебит, тыс. *м³* на 1 *см* диаметра трубы при ее расположении		Максимальный диаметр труб, *см* на 1 тыс. *м³* дебита газа при расположении пробоотборной секции	
	вертикальном	горизонтальном	вертикальном	горизонтальном
84	28,0	48,0	0,036	0,021
126	18,9	—	0,053	—
155	16,7	33,4	0,060	0,03

1. Длина прямого участка трубопровода, из которого отбирается проба, должна быть не менее 60 диаметров, внутренний диаметр трубы должен быть известен, а внутренняя поверхность труб должна быть гладкой, чистой и прямой.

На этом участке следует поддерживать минимальную скорость потока на 1 *см* диаметра труб и соответствующий максимальный диаметр трубы на млн. *м³* потока в пределах, указанных ниже (табл. IX. 9).

При вертикальном положении трубопровода, из которого отбирается проба, место ввода наконечника пробоотборника должно быть удалено от последнего местного сопротивления по направлению потока не менее чем на 45 диаметров трубы. Труба от наконечника на расстоянии 15 диаметров по направлению потока должна быть прямой.

Скорости течения газа должны быть не менее, чем скорости, приводимые в табл. 9 (для отношения скоростей 0,94).

При горизонтальном положении трубопровода, из которого отбирается проба, место ввода наконечника пробоотборника должно располагаться на прямом участке выкидной линии, равном 60 диаметрам трубы, быть удалено от последнего местного сопротивления по направлению потока на расстояние, равное 45 диаметрам трубы. Скорость течения газа в выкидной линии должна быть не меньше, чем скорости, приведенные в табл. IX. 9 (для отношения скоростей 0,94).

2. Наконечники пробоотборника должны быть с острыми кромками, пробоотборная трубка в которой крепится наконечник и по которой проба поступает в переносный сепаратор, должна быть минимального диаметра.

Наконечник должен хорошо центрироваться специальными приспособлениями, устанавливаемыми за передней кромкой патрубка (по направлению потока).

Наконечники пробоотборников можно устанавливать на линиях стационарно, или они могут вставляться на время отбора пробы при условии, что его местонахождение известно и фиксируется.

Желательно, чтобы внутренний диаметр наконечника был не менее $^1/_8$″ (3,175 *мм*). Обычно он делается настолько большим, насколько это возможно, учитывая, что отношение скоростей в линии и наконечнике должно

Таблица IX. 10

Дебит, *м³/сутки*	Абсолютное давление на устье, *кГ/см²*	Температура на устье, °С
0	176,5	25,6
115 500	175,0	40,8
154 044	173,5	43,3
203 880	170,5	45,6
259 380	166,0	48,9

Плотность газа в сепараторе относительно воздуха	0,6127
Плотность жидкости в сепараторе	0,7796
Газоконденсатный фактор, *м³/м³*	75 900
Диаметр насосно-компрессорных труб, *см*	62
Глубина скважины, *м*	2080
Температура пласта, °С	77,2

быть порядка 0,94, а пропускная способность переносного сепаратора не должна превышаться.

3. Конструкция переносного сепаратора должна обеспечивать полную сепарацию газа и жидкости в условиях его применения.

Пропускная способность переносного сепаратора по крайней мере должна быть адекватной максимальной скорости потока в наконечнике пробоотборника с внутренним диаметром не менее $^1/_8''$ (3,175 *мм*).

При отборе проб газа из простаивающих скважин следует учитывать градиенты концентраций углеводородов в стволе, обусловленные гравитационными и температурными эффектами [IX. 81].

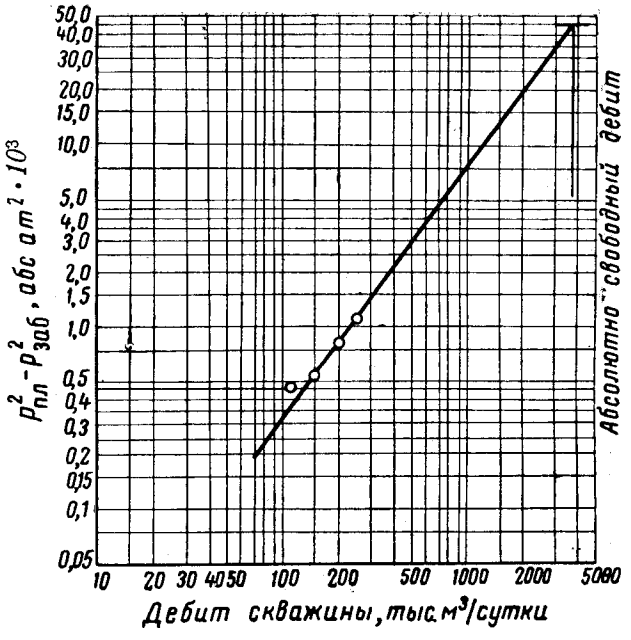


Рис. IX. 17. Кривая исследования газовой скважины методом изменения противодавления.

Таблица IX. 11

Наименование	Статические условия	Режимы			
		1	2	3	4
1	2	3	4	5	6
Дебит, *м³/сутки*	—	115 500	154 040	203 880	259 380
Устьевое абсолютное давление, p_y, *am*	176,59	175,05	173,43	170,48	166,12
Средняя температура скважин T_a, °К	325,0	332,2	333,3	337,0	340,0
p_a принято, абс. *am*	191,9	190,8	189,8	188,2	185,9
$p_r = p_a/p_c$	4,08	4,05	4,03	3,99	3,95
$T_r = T_a/T_c$	1,608	1,645	1,649	1,658	1,663
z_a	0,822	0,835	0,835	0,837	0,840
μ, *спз*	—	0,018	0,018	0,018	0,018
$\gamma Q/\mu$	—	3962,0	5292,1	6990,1	8914,5
f (из табл. П. 22)	—	0,0152	0,0151	0,0149	0,0148
$S = 0{,}0683 \frac{\gamma_L}{T_a z_a}$	0,330	0,317	0,316	0,314	0,312
e^S	1,391	1,373	1,372	1,369	1,366
$e^S - 1$	0,391	0,373	0,372	0,369	0,366
$(QT_a z_a)^2$	—	1025×10^{12}	1840×10^{13}	326×10^{13}	536×10^{13}
b	—	894,14	1590,7	2761,5	4470,7
p_y^2	31171,4	30 628	30064,8	29 052	27 585
$e^S p_y^2$	43323,8	41 990	41199,6	39 767	37741,6
$p^2_{заб} = b + e^S p_y^2$	—	42884,1	42790,3	42528,5	42212,3
$p^2_{пл}$	43323,8				
$p_{пл}$, абс. *am*	208,2				
$p_{заб}$ » »	—	207,1	206,9	206,3	205,5
$p^2_{пл} - p^2_{заб}$, абс. *am²*	—	439,66	533,52	795,34	111,5

Для определения продуктивной характеристики газовых скважин проводят их исследования методом противодавления или другими методами [IX. 32, IX. 71, IX. 75, IX. 84, IX. 85]. Новая работа, обсуждаемая подробно в главе X, показывает, что для малопроницаемых пластов лучшие результаты дают изохронные (равновременные) исследования, по данным которых находится правильный наклон индикаторной кривой зависимости $p_{пл}^2 - p_{заб}^2$ от Q. Методика этих исследований состоит в измерении давления в закрытой на определенное время и в открытой скважине при фиксируемом дебите газа опять же за определенное время. Скважина закрывается на время, достаточное для того, чтобы давление перед вторым этапом исследования, которое проводится при существенно большем дебите газа, восстановилось до первоначального значения. Продолжительность второго и всех последующих этапов исследования должна быть равной продолжительности первого этапа. Если давление в скважине, закрытой после какого-то этапа в течение определенного времени до первоначального не восстанавливается (во всяком случае за время, удобное для исследований), то на следующем этапе исследования при отборе газа с большим дебитом должно использоваться давление в закрытой скважине, наблюдаемое как раз перед ее открытием. Обычно исследование проводится в 3—4 этапа. В табл. IX. 11 и на рис. IX. 17 показан пример исследования скважины методом изменения противодавления. Чтобы построить кривую зависимости разности квадратов пластового и забойного давления от дебита Q, необходимо рассчитать забойное давление в работающей скважине. Значение Q при $p_{пл}^2$ называется абсолютно свободным дебитом, так как этот дебит является максимальным для этой скважины при нулевом противодавлении на забой.

Пример.

Данные исследования скважины месторождения Пледжер методом изменения противодавления приведены в табл. IX. 10 и IX. 11.

Решение 1. Используем данные Мууди о коэффициенте трения f $\gamma_{см} = 0{,}619$ из уравнения (VII. 59) для скважин, продукция которых состоит из газа и жидкости.

Абсолютное давление $p_c = 47{,}1$ *ат* (из графика рис. IV. 22), $T_e = 202°$ К (из графика рис. IV. 22), $d^5 = 9161$.

Забойное давление находится по видоизмененному уравнению (VII. 53) при определении коэффициента трения f по таблицам Мууди (табл. П. 22):

$$p_{заб}^2 - e^S p_y^2 = \frac{1{,}41 \times 10^{-6} (QT_a z_a)(e^S - 1) f}{d^5} = b,$$

где $p_{заб}$ — забойное абсолютное давление фонтанирующей скважины в *ат*; p_y — устьевое абсолютное давление фонтанирующей скважины в *ат*; $e = 2{,}71828$; T_a — средняя температура в скважине в °К; μ — вязкость газа в *спз*; z_a — среднее значение коэффициента сжимаемости; $S = \frac{0{,}0683\gamma L}{T_a Z_a}$. Q — дебит газа в *м³/сутки*; f — коэффициент трения по Мууди (функция $\frac{\gamma Q}{\mu}$ в соответствии с табл. П. 22); d — внутренний диаметр труб в *см*.

Расчеты, выполненные по этому способу, приведены в табл. IX. 11.

Таблица IX. 12

Наименование	Статическое	1	2	3	4
Дебит, *м³/сутки*		115 500	154 040	203 880	259 380
p_y — устьевое давление, *ат*	167,59	175,05	173,43	170,48	166,12
T_a — средняя температура в скважине, °К	325,0	332,2	333,3	337,0	340,8
p_a, принято, *ат*	191,9	190,8	189,8	188,2	185,9
$p_r = p_a/p_c$	4,08	4,05	4,03	3,99	3,95
$T_r = T_a/T_c$	1,608	1,645	1,649	1,658	1,663
z_a	0,822	0,835	0,835	0,837	0,840
μ, *спз*		0,018	0,018	0,018	0,018
F_d из табл. П. 23		6,376	6,376	6,376	6,376
$(Tz/300)^{1{,}0336}$		0,924	0,925	0,933	0,940
$(0{,}720\mu/0{,}0109\gamma)^{0{,}0336}$		1.022	1,022	1,022	1,022
F_d (новое значение)		6,02	6,03	6,09	6,14
$S = 0{,}0683\frac{\gamma L}{T_a z_a}$	0,330	0,317	0,316	0,314	0,312
e^S	1,391	1,373	1,372	1,369	1,366
$e^S - 1$	0,391	0,373	0,372	0,369	0,366
$R^2 = (F_d Q)^{1{,}935}(e^S - 1)\,0{,}12 \times 10^{-10}$		0,894	1,591	2,761	4,471
p_y^2, am^2	31171,4	30 628	30064,8	29052,1	27 585
$e^S p_y^2$, am^2	43 324	41 990	41199,6	39 767	37741,6
$p_S^2 = R^2 + e^S p_y^2$		42,88	42,79	42,53	42,21
p_f^2, am^2	43 324				
p_f, *ат*	208,2				
p_S, *ат*		207,1	206,9	206, 3	205,5
$p_f^2 - p_S^2$, am^2		439,66	533,52	795,34	1111,5

Применяем уравнение Каллендера и Бинкли [VII. 13]. Уравнение записывается в виде

$$p_{заб}^2 - e^S p_y^2 = \frac{0{,}385 f' Q^2 T_a^2 z_a^2 (e^S - 1)}{d^5}.$$

Определим R^2:

$$R^2 = 0{,}12 \times 10^{-10} (F_d Q)^{1{,}935} (e^S - 1) =$$

$$= p_{заб}^2 - e^S p_y^2,$$

$$p_{заб}^2 = e^S p_y^2 + R^2.$$

Здесь $p_{заб}$ — забойное абсолютное давление фонтанирующей скважины в *ат*; p_y — устьевое абсолютное давление фонтанирующей скважины в *ат*; γ — удельный вес газа относительно воздуха; L — глубина скважины в *м*; T_a — средняя температура в скважине в °К; z_a — среднее значение коэффициента сжимаемости; $S = \frac{0{,}0683\gamma L}{T_a z_a}$; f' — коэффициент трения Фаннинга, равный $f/4$; Q — дебит скважины в млн. *м³/сутки*; F_d — параметр трения из табл. П. 23: d — внутренний диаметр трубы в *см*.

Расчеты, выполненные по приведенному выше методу, приведены в табл. IX. 13.

Этот метод имеет ряд преимуществ для случаев, когда необходимо проводить серию расчетов для условий одного месторождения. Значения F_d, приведенные в таблице П. 23, соответствуют $T_a = 300°$ К; $z_a = 1{,}0$; $\mu = 0{,}0109$ *спз*; $G = 0{,}720$ и абсолютной шероховатости, равной 0,0006 дюйма (0,015 *мм*). Для того чтобы получить F_d для иных условий, пользуются соотношением

$$F_d(\text{новое}) = F_d \text{ (из табл. П. 23)} \left(\frac{Tz}{300}\right)^{1{,}0336} \times$$

$$\times \left(\frac{0{,}720\mu}{0{,}0109G}\right)^{0.0336}.$$

В тех случаях, когда можно принять, что F_d остается постоянным для всех точек исследования, применение этого метода исключительно выгодно. F_d можно принять постоянным, если пренебречь влиянием малых изменений μ, T и z на трение в скважине. Проверка показала, что данные расчетов по обоим методам очень близки и, следовательно, это допущение вполне справедливо.

§ 2. ПРОМЫСЛОВАЯ ГЕОФИЗИКА

Перед спуском обсадной колонны в скважине, заполненной буровым раствором, производится электрический каротаж. С целью определения характеристики пробуренных пород некоторые виды каротажа выполняются после цементажа обсадной колонны.

Основоположниками каротажа являются братья Шлюмберте (Schlumberger). Они в начале 30-х годов выработали технологию применения промысловых геофизических работ и, в частности, электрического каротажа и внедрили его в нефтяную и газовую промышленность. Записи и исследования, производимые буровиками и геологами в процессе бурения для литологического расчленения разреза, используются при интерпретации каротажных диаграмм. Записи же, полученные при перемещении электродной установки относительно пород в скважине, называются диаграммами электрического каротажа. Они фиксируют изменение с глубиной электрических свойств пород. Электрометрия, кавернометрия, термометрия так же, как и различные виды радиоактивного каротажа, в настоящее время широко применяются в нефтяной промышленности.

В каждой пробуренной скважине проводится один или несколько видов каротажа. Каротажные установки имеются в любом уголке земного шара.

Электрический каротаж выполняется в необсаженных буровых скважинах, содержащих буровой раствор (рис. IX. 18). В каротажное оборудование входят:

1) электроды, которые погружают в скважину и которые помещены в корпусе, называемом зондом;

2) каротажный кабель, используемый для спуска зонда (прибора) в скважину на известную глубину и для передачи электрических сигналов от зонда к поверхности;

3) наземного оборудования, которое размещается в кузове грузовой автомашины и состоит из механического оборудования для спуска и подъема приборов, а также из электрической аппаратуры для возбуждения измерения и записи разностей потенциала.

Электрический каротаж выполняется в промежуток времени между бурением и обсаживанием скважины. Автомашина с аппаратурой, в которую входит зонд с максимальным термометром, прибывает на скважину. Затем прибор помещают на устье скважины и устанавливают начало отсчета глубин относительно какой-либо точки, например настила буровой вышки. После спуска зонда на забой скважины его начинают медленно поднимать. При этом производят замеры различных электрических величин как функций глубины. Дополнительно замеряют электрические сопротивления бурового раствора и фильтрата бурового раствора при заданной температуре и температуре на забое скважины. Диаграмма электрического каротажа представляет собой кривые изменения величины самопроизвольной поляризации и электрического сопротивления с глубиной. Кроме того, одновременно получают данные, характеризующие состояние ствола скважины во время замера.

Радиоактивный каротаж может выполняться и в скважинах, обсаженных колонной, поскольку стальные трубы лишь уменьшают поток нейтронов, исходящий из прибора, так же как и гамма-излучение, возвращающееся из пород, но не могут полностью пресечь или поглотить их. Последовательность операций, выполняемых при радиоактивном каротаже, такая же, как и при электрическом каротаже.

Кривые электрического и радиоактивного каротажа имеют двоякое назначение: во-первых, чтобы выявить сходные горизонты в смежных скважинах для изучения стратиграфии; во-вторых, для определения пористости и водонасыщенности пород. Любая жидкость, кроме воды, рассматривается как нефть или газ.

По кавернограммам, полученным в скважинах, не обсаженных колонной, получают данные по изменению диаметра ствола, что необходимо при расчете количества цемента и для интерпретации кривых электрического и радиоактивного каротажа.

Термокаротаж позволяет определить уровень подъема цемента в затрубном пространстве и место нарушения обсадной колонны по температурным аномалиям, которые создаются притекающим газом, нефтью или водой.

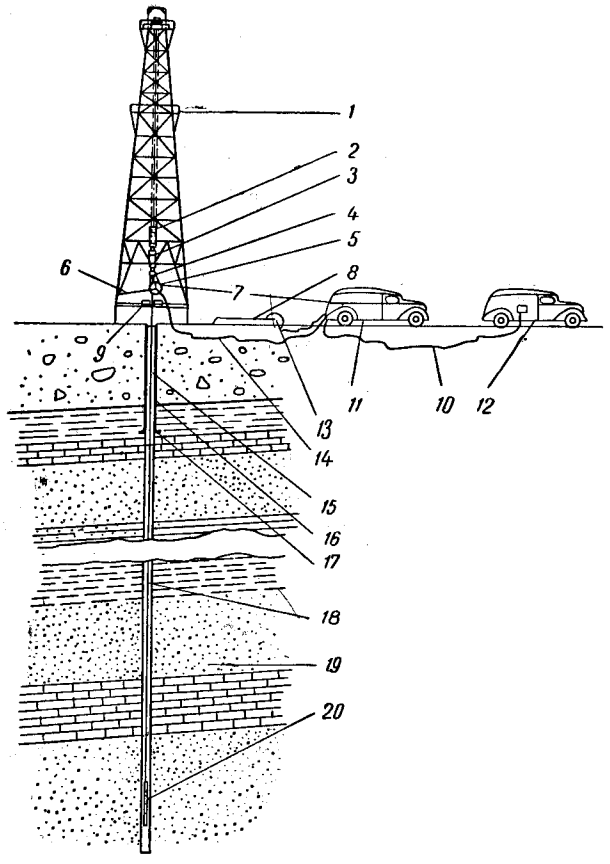


Рис. IX. 18. Размещение оборудования, применяемого при каротаже.

1 — вышка буровой; *2* — подвижной блок; *3* — элеваторы; *4* — индикатор веса; *5* — измерительный шкив; *6* — цепи; *7* — метки; *8* — емкость с раствором; *9* — роторный стол; *10* — соединительный кабель; *11* — каротажный подъемник; *12* — автоматическая каротажная станция; *13* — поверхность земли; *14* — указатель веса, индикатор натяжения, кабель-сельсина; *15* — скважина, заполненная буровым раствором или пресной водой (после долгой циркуляции раствора); *16* — обсадная колонна; *17* — башмак обсадной колонны; *18* — пятижильный бронированный кабель; *19* — породы, не перекрытые колонной; *20* — каротажный прибор (зонд).

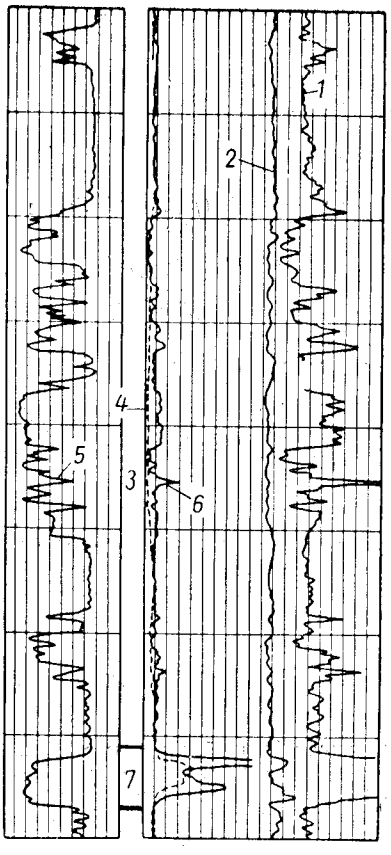


Рис. IX. 19. Образец диаграммы электрического каротажа.

1 — кривая малого потенциал-зонда (в увеличенном масштабе); *2* — кривая градиент-зонда; *3* — пропластки глин в песках, насыщенных соленой водой; *4* — кривая большого потенциал-зонда; *5* — кривая ПС; *6* — кривая малого потенциал-зонда; *7* — нефтеносный песок.

1. КРИВЫЕ ЭЛЕКТРИЧЕСКОГО КАРОТАЖА

При электрическом каротаже измеряют две величины. Во-первых, в различных породах, обнаженных стволом скважины, заполненной буровым раствором, возникают электрические токи. При электрическом каротаже измеряют потенциал, связанный с этими токами. Эти токи вызваны естественными природными причинами. Поэтому диаграмма, изображающая изменение данного электрического потенциала с глубиной, называется кривой спонтанной или самопроизвольной поляризации или сокращенно ПС. Пример кривой ПС приведен на рис. IX. 19.

При втором измерении определяют сопротивление пробуренных пород. Удельное сопротивление представляет собой сопротивление электрическому току, создаваемое единицей объема породы. Величиной, обратной сопротивлению, является проводимость, которая характеризует способность породы проводить электрический ток.

Помимо некоторых металлических руд, большинство высушенных пород не проводит электричества. Другими словами, сухая порода является довольно хорошим изолятором, т. е. обладает бесконечным сопротивлением. Способность большинства пород проводить электрический ток связана не с самой породой, а с содержащимися в ней жидкостями. Нефть и газ также не относятся к проводникам электрического тока. Поэтому изменение сопротивления или проводимости породы должно быть обусловлено степенью проводимости и количеством воды, находящимся в породе.

2. СОПРОТИВЛЕНИЕ ВОДЫ

Поскольку проводником электричества является вода, заключенная в порах породы, для интерпретации кривых электрического каротажа необходимо знать факторы, влияющие на сопротивление воды. Чистая от примесей вода не проводит электрический ток. Растворенные в воде соли образуют заряженные ионы, которые переносят электроны или электрические заряды. Проводимость раствора определяется концентрацией и мобильностью ионов. Мобильность ионов в растворе зависит от двух факторов — природы ионов и температуры. Ион каждого химического соединения обладает своей подвижностью. Однако определение проводимости раствора на основании химического анализа и использования данных о мобильности отдельных ионов является непрактичным.

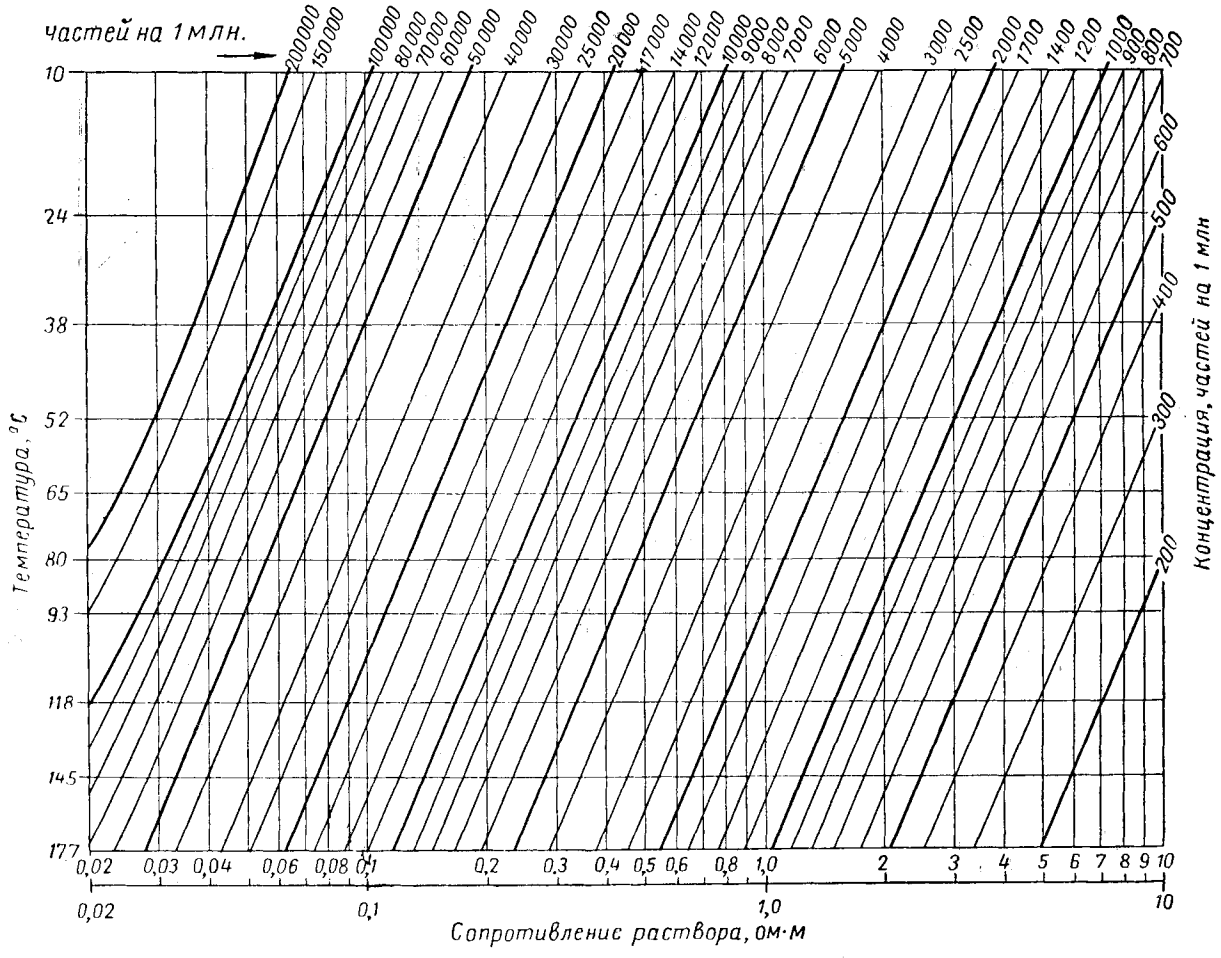


Рис. IX. 20. Сопротивление воды с различной концентрацией NaCl.

Достаточно одного прямого или косвенного замера сопротивления раствора при известной температуре, чтобы определить с необходимой степенью точности суммарный эффект всех ионов, имеющихся в природной «соленой» воде. На рис. IX. 20 приведена зависимость сопротивления растворов хлористого натрия различной концентрации от температуры. Поскольку в наиболее распространенных природных и пластовых водах преобладающую часть растворенных солей составляет хлористый натрий, а изменение мобильности или сопротивления растворов от температуры для других растворимых в пластовых водах солей сходно с поведением хлористого натрия, по рис. IX. 20 можно определить зависимость сопротивления от температуры. Первоначально путем замера сопротивления при известной температуре определяют условную солевую концентрацию, а затем значение этой концентрации используется для нахождения сопротивления при пластовой температуре.

3. СОПРОТИВЛЕНИЕ ПОРОД, НАСЫЩЕННЫХ ВОДОЙ

Как отмечалось выше, минералы, составляющие скелет породы, в большей своей части являются непроводниками. Ток протекает по порам, которые содержат проводящую жидкость и соединяются между собой. Таким образом, геометрия пор образует электрическую цепь. Площадь сечения участков жидкости, проводящей ток, пропорциональна пористости и отношению длины керна к длине пути потока. Длина последнего больше, чем длина пористой среды (керна), содержащей токовые линии, поскольку путь потока является извилистым. Если использовать эквивалентную длину пути потока $L_п$, то можно написать

$$\rho_0 = \rho_в \frac{L_п^2}{k_п L^2}, \qquad \text{(IX. 1)}$$

где ρ_0 — сопротивление породы, полностью насыщенной водой; $\rho_в$ — сопротивление воды; $L_п$ — длина пути потока; L — длина образца; $k_п$ — пористость.

Арчи (Archie) ввел понятие коэффициента относительного удельного сопротивления F, которое представляет собой отношение сопротивления породы, насыщенной водой, к сопротивлению этой воды:

$$F = \frac{\rho_п}{\rho_в}. \qquad \text{(IX. 2)}$$

Связь между пористостью и относительным сопротивлением может быть получена, если в уравнение (IX.2) подставить значение ρ_0 из (IX.1.):

$$F = \frac{L_п^2}{k_п L^2}. \qquad (IX.3)$$

Поскольку сведения о геометрии порового пространства, требуемые для определения $L_п$, неизвестны, Арчи допускает, что эта величина зависит от пористости:

$$F = \frac{1}{k_п^m}.$$

Арчи показывает, что m меняется в пределах от 1,3 для несцементированных песков до 2,0 для сцементированных песков. Поэтому m для данного интервала называют показателем цементации. На рис. IX.21 приведен график этого отношения.

Винзауер, Ширин, Мэссон и Виллиамс (Winsauer, Shearin, Masson and Williams) [IX.150] предлагают видоизмененное отношение, известное как формула Хэмбля:

$$F = \frac{0{,}062}{k_п^{2.15}}. \qquad (IX.5)$$

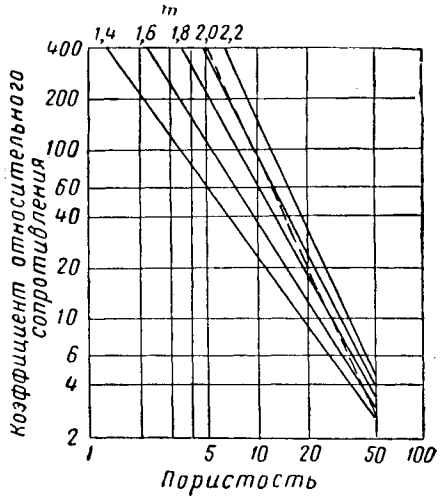


Рис. IX.21. График зависимости пористости от коэффициента относительного сопротивления.

Обычно применяют обе формулы (IX.4) и (IX.5). Для формулы (IX.4) значение m определяют по соседним скважинам, если имеются по ним сведения о сопротивлении пород, пористости и др.

4. ГЛИНЫ И ГЛИНИСТЫЕ СЛАНЦЫ

Все сказанное выше основывается на допущении, что скелет породы не является проводником электричества. Однако некоторые породы содержат включения глин и глинистых сланцев, скелет которых составляют токопроводимые частички. Многие исследователи доказали, что проводимость (или сопротивление) глин и глинистых сланцев зависит не только от проводимости пластовой воды, но и от сопротивления скелетов этих пород.

Патнод и Вилли (Patnod and Wyllie) [IX.126] рассмотрели это явление и обнаружили, что эффект, создаваемый глинистыми частицами, ослабляется с увеличением сопротивления пластовой воды, а также при сопротивлении воды ниже 0,1 *ом·м*. Это представлено на графике (рис. IX.36), который был вычислен Винном (Winn) [IX.148а]. Эти явления будут рассмотрены ниже.

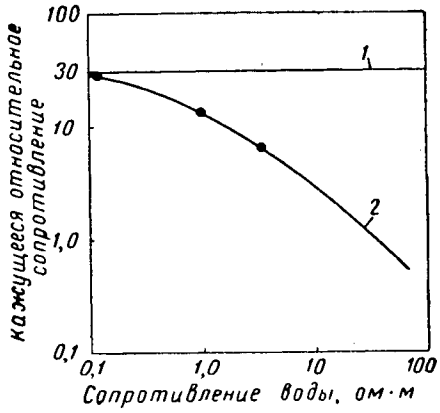


Рис. IX.22. График отношения кажущегося относительного сопротивления к сопротивлению воды для песков Стевенс месторождения Палома в Калифорнии, США.

1 — значения для незаглинизированного песка; *2* — значения для песка Стевенс.

5. СВЯЗЬ ВОДО-, НЕФТЕ- И ГАЗОНАСЫЩЕННОСТИ С СОПРОТИВЛЕНИЕМ ПОРОДЫ

Сопротивление породы возрастает, если часть порового пространства заполнена нефтью или газом. Сопротивление определяется не только степенью водонасыщенности, но и относительным положением, занимаемым углеводородами и водой. Этот вопрос рассматривается в разделе о свойствах коллекторов. Для слабо заглини-

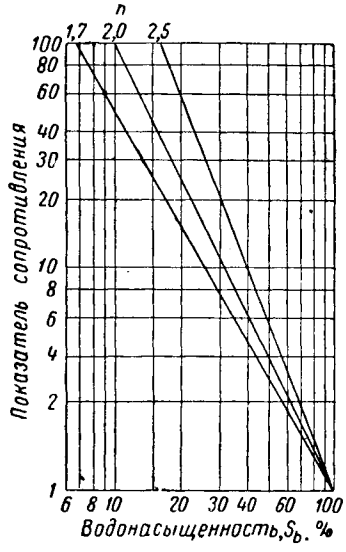


Рис. IX.23. График зависимости показателя сопротивления от водонасыщенности.

зированных пород все эти факторы могут быть учтены уравнением

$$k_в = \left(\frac{\rho_0}{\rho_п}\right)^{\frac{1}{n}}, \qquad (IX.\ 6)$$

где $k_в$ — водонасыщенность; $\rho_п$ — сопротивление породы; ρ_0 — сопротивление породы, полностью насыщенной водой; n — показатель, зависящий от свойств породы.

График, характеризующий это уравнение, приведен на рис. IX. 23. Если имеются данные о пористости, сопротивлении и водонасыщенности, значение n можно определить по данным близлежащих скважин. Если же их нет, то лучший результат получается при $n=2$.

Приведенные выше соображения являются основой для интерпретации кривых электрического каротажа. Однако основная проблема при интерпретации каротажных кривых состоит в том, что данные, полученные при применении различных каротажных установок, следует привести к виду, требуемому для использования перечисленных выше формул.

6. КРИВЫЕ ПС

При электрическом каротаже осуществляется также запись кривых спонтанной поляризации, которая наблюдается в скважине, заполненной буровым раствором. Эти кривые используются для определения пористых участков в проницаемых породах и определения сопротивления пластовой воды.

7. ОПРЕДЕЛЕНИЕ СОПРОТИВЛЕНИЯ ПЛАСТОВОЙ ВОДЫ

Моунс и Раст (Mounce and Rust) [IX. 125] предложили использовать значение потенциала против глин как отправную точку для отсчета разности потенциалов на кривой ПС. Данный потенциал связан с электрохими-

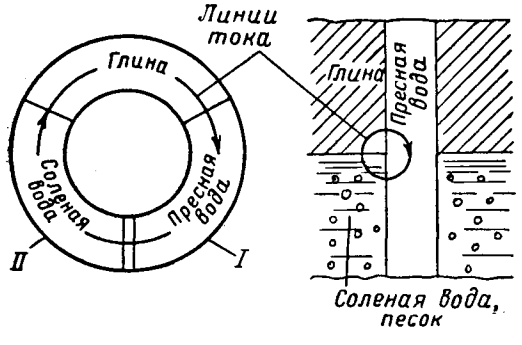


Рис. IX. 24. Схема образования потенциалов ПС по Моунсу и Расту.

ческими явлениями, возникающими на контакте двух растворов с различными концентрациями солей (рис. IX. 24).

Вилли (Wyllie) [IX. 156] предложил следующее теоретическое выражение:

$$э.\ д.\ с. = K \log \frac{a_в}{a_{af}}, \qquad (IX.\ 7)$$

где $a_в$ — подвижность ионов пластовой воды; a_{af} — подвижность ионов фильтрата бурового раствора.

Если бы в растворе содержался только хлористый натрий, то коэффициент K имел бы значение

$$K = 2{,}303 \frac{RT}{zF}\left(1 + \frac{u-v}{u+v}\right), \qquad (IX.\ 8)$$

где R — газовая постоянная (8,32 *дж*); F — число Фарадея (94,450 *к*); T — температура в °К; z — валентность ионов; u — подвижность иона хлора; v — подвижность иона натрия.

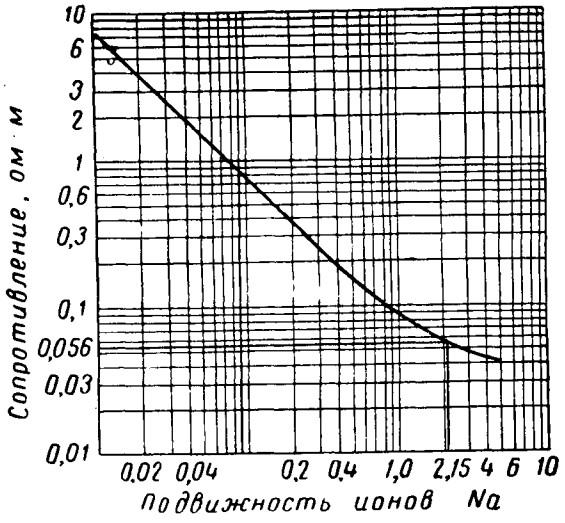


Рис. IX. 25. Зависимость сопротивления хлористого натрия от подвижности иона Na (при температуре 25° С).

Подвижность ионов может быть определена несколькими способами и увязана с сопротивлением (рис. IX. 25). На рис. IX. 26 показан график, соответствующий уравнению (IX. 8) для случая хлористого натрия. Если допустить, что хлористый натрий составляет бо́льшую часть всех растворенных солей, то при помощи графиков IX. 25 и IX. 26 кривой ПС и величины сопротивления фильтрата бурового раствора можно определить сопротивление пластовой воды. Если значение сопротивления пластовой воды заключено между 0,08 и 0,3 *ом · м*, то

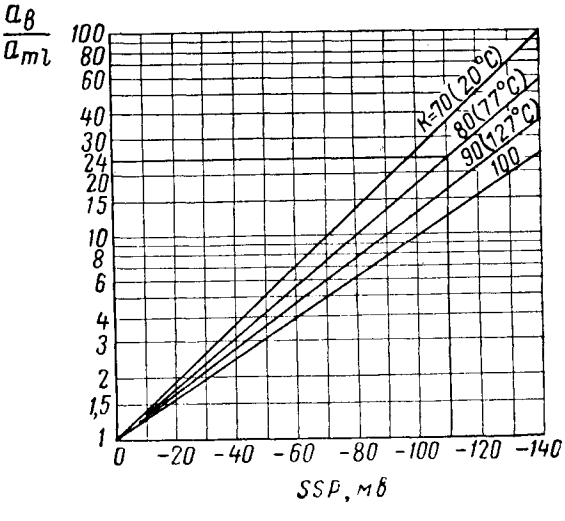


Рис. IX. 26. График зависимости ионов от ПС. Применять при $\rho_в < 0{,}3$ и 25° С.

сопротивление растовра хлористого натрия будет обратно пропорционально его подвижности, т. е.

$$\frac{a_в}{a_{mf}} = \frac{\rho_{mf}}{\rho_в}, \qquad (IX.\ 9)$$

и для определения $\rho_в$ можно непосредственно использовать график (рис. IX. 40).

Приведенный выше способ определения сопротивления пластовой воды пригоден лишь для случая, когда хлористый натрий составляет бо́льшую часть растворенных солей. Если же ионы, подобные ионам кальция и магния, составляют значительную часть растворенных солей, то применение указанного способа приведет к значительным погрешностям. Поэтому для решения данной задачи различные организации, в том числе АНИ [1] и АИМЕ [2], собирают сведения о сопротивлениях пластовых вод. Эти данные следует использовать в тех случаях, когда литологическая характеристика пород близка к рассмотренной выше.

Другой проблемой, связанной с интерпретацией кривых ПС, является учет «электрокинетического» потенциала, который влияет на замер ПС. Одно время данный потенциал считали основной причиной ПС. Вилли изучил явления, связанные с электрокинетическим потенциалом, и привел данные, позволяющие определить его влияние на кривую ПС. Однако в большинстве случаев этим фактором можно пренебречь.

8. ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА ЗАМЕР ПС

Глины и проницаемые прослои. Как уже упоминалось выше, отсчет разности потенциалов ведется относительно наибольшего потенциала глинистых пропластков. Подобная величина потенциала обычно возникает в средней части мощного пласта глины при высоком сопротивлении фильтрата бурового раствора. На рис. IX. 27 приведена теоретическая кривая статического распределения ПС (без учета электрокинетического потенциала) и одновременно реально наблюдаемая кривая ПС. В статическом случае, когда нет движения тока, величина потенциала пласта равна потенциалу в точке возникновения. Однако практически обычно происходит циркуляция тока по линиям, изображенным на схеме. Причем циркуляция является причиной возникновения разности потенциалов между буровым раствором и породами, расположенными вдоль токовых линий. Это явление приводит к частичному уменьшению первоначально возникшего «статического» потенциала. В результате значения ПС на диаграмме будут располагаться по нижней кривой. Низкое сопротивление бурового раствора, большие диаметры скважин, небольшие мощности пластов и проникновение фильтрата бурового раствора будут способствовать расширению пучка токовых линий и уменьшению максимального значения кривой ПС. Для введения поправок за эти факторы Долль (Doll) [IX. 95] построил палетку (рис. IX. 28), которая используется для определения статического значения ПС, требуемого для определения $\rho_в$. Проникновение фильтрата бурового раствора можно рассматривать как увеличение эффективного диаметра скважины.

Долль рассматривает также влияние на ПС частого переслаивания песчаных и глинистых слоев (рис. IX. 29). Вопросы, связанные с количественной интерпретацией кривых ПС для таких геологических условий, а также для глинистых песков, будут рассмотрены ниже совместно с кривыми значений кажущегося

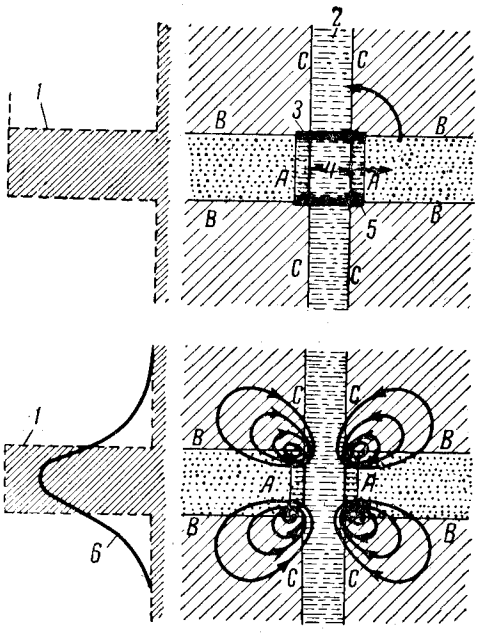


Рис. IX. 27. Схема распределения потенциалов и токов поляризации в проницаемом пласте и вблизи него.

1 — статические значения ПС; *2* — глинистый раствор; *3* — изолирующая пробка; *4* — глинистая корка; *5* — зона проникновения; *6* — замеряемые значения (кривая) ПС.

сопротивления и кривыми микрозондов. Долль доказывает, что против границы между мощным слоем глин и горизонтом чистых песков на кривой ПС возникает точка перегиба, которая может быть использована для точного определения положения границы, а отсюда и мощностей пород. Точность такого определения убывает по мере уменьшения сопротивления бурового раствора. Этот способ становится ненадежным для пластов небольшой мощности, как это показано на рис. IX. 30.

Плотные породы — известняки. Кривые ПС, полученные против пористых пород, граничащих или переслаивающихся с плотными породами высокого сопротивления,

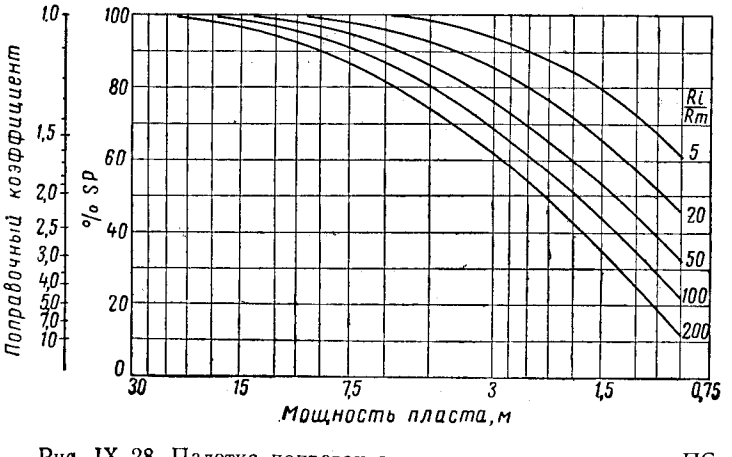


Рис. IX. 28. Палетка поправок за мощность для значения ПС.

[1] Американский нефтяной институт (API).
[2] Американский институт горных инженеров (AIME).

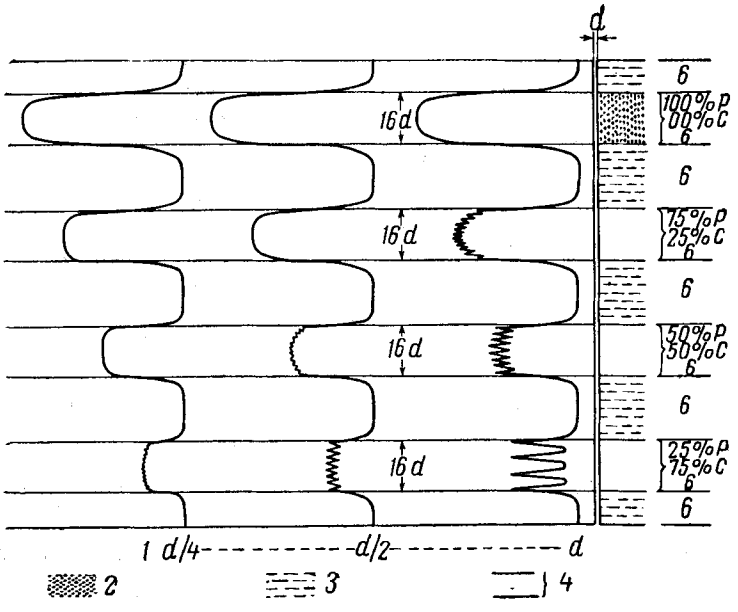


Рис. IX. 29. Кривые ПС, полученные против переслаивающихся глинистых и песчаных прослоев.

d — диаметр скважины; *1* — мощность отдельного прослоя; *2* — проницаемые слои *P*; *3* — непроницаемые слои; *C*; *4* — переслаивание *P* и *C*.

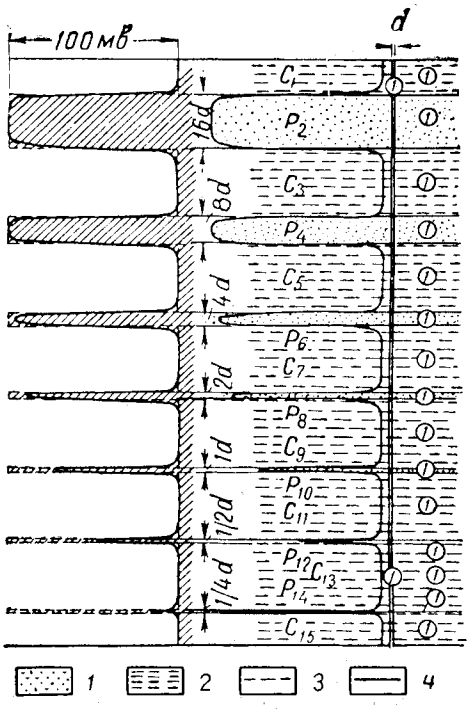


Рис. IX. 30. Зависимость ПС от мощности пласта.

d — диаметр скважины. *1* — проницаемые проводящие слои *P*; *2* — непроницаемые проводящие слои *C*; *3* — величины сопротивлений (сопротивление раствора принято за единицу); *4* — статические значения ПС; *5* — кривая ПС.

такими, как известняки, отличаются по конфигурации от кривых ПС, полученных против пористых пород, граничащих с породами малого сопротивления, такими, как глины.

Для системы глина — песок — глинистый раствор глинистые сланцы и песок, имеющие небольшое сопротивление, при значительной площади сечения этих сред составляют лишь малую долю от полного сопротивления всей системы. Это показано на графике (см. рис. IX. 24). Сопротивление всей системы определяют по сопротивлению глинистого раствора. Долль указал, что для случая, когда проницаемая часть разреза покрывается и подстилается плотными породами высокого сопротивления, необходимо учитывать сопротивление этих пород. Линией наименьшего потенциала является вертикаль, проходящая через плотные породы высокого сопротивления. Поэтому токи будут проходить по породе до тех пор, пока они не достигнут прослоя низкого сопротивления, такого, как глинистый пласт, по которому ток вернется в столб глинистого раствора. На рис. IX. 31 приведен ход кривой ПС в породах с высоким сопротивлением, сделанный с учетом кривой сопротивления.

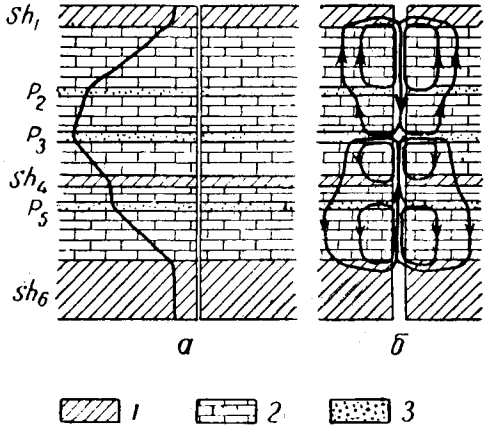


Рис. IX. 31. Зависимость ПС от вмещающих плотных пород.

а — схема взаиморасположения пород и ход кривой ПС; *б* — схема распределения токов ПС. *1* — глины (*Sh*) — непроницаемые, относительно проводящие электрический ток породы; *2* — плотные породы с очень высоким сопротивлением; *3* — проницаемые (*P*) породы малого сопротивления.

9. КРИВЫЕ СОПРОТИВЛЕНИЙ, ЗАМЕРЕННЫХ ПОТЕНЦИАЛ-ЗОНДОМ И ГРАДИЕНТ-ЗОНДОМ

Поскольку зонды, предназначенные для определения сопротивления, не могут быть помещены непосредственно в породу, а находятся в стволе скважины, ряд причин искажает истинное сопротивление пород. Поэтому для введения поправок снимаются одновременно с сопротивлением пород кривые, характеризующие состояние ствола скважины во время замера. К факторам, влияющим на сопротивление пород, снятых зондом, относятся сопротивление бурового раствора и его фильтрата в зоне проникновения, экранное влияние соседних пластов, а также мощность пласта, диаметры скважины и зоны проникновения и размеры зонда. Влияние всех этих факторов схематично представлено на рис. IX. 32. Элект-

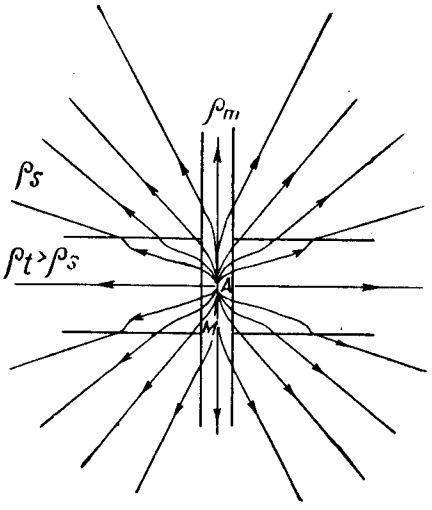


Рис. IX. 32. Распределение токовых линий.

род является источником тока. Замеряется падение напряжения, которое равно разности потенциала между точками A и M. Разность потенциалов преобразуется в сопротивление при допущении, что замер производится в бесконечно однородной среде, а диаметр скважины равен нулю. Однако последние допущения не являются строгими, поскольку перечисленные выше факторы в достаточной мере влияют на замер разности потенциалов. Схема токовых линий показана на рис. IX. 32. На ней видно, что токовые линии не представляют собой прямых отрезков, исходящих из точки A, а изгибаются при переходе из среды одного сопротивления в среду другого сопротивления. Сфера, в которой распространяются силовые линии (рис. IX. 32), называется радиусом исследования зонда. Однако следует учесть, что эта сфера не является раз и навсегда установленной для зонда. Она лишь дает приближенное представление о границах замера разности потенциалов. Если радиус исследования зонда небольшой, то на замеряемое с его помощью сопротивление в большой степени влияют диаметр скважины и зоны проникновения, а также сопротивление бурового раствора и промытой фильтрационной зоны пласта.

При большом радиусе исследования влияние перечисленных выше факторов сводится к минимуму. Однако при этом в значительной мере (особенно для пластов малой мощности) скажется на сопротивлении пластов экранирование соседних пород. Современные каротажные устройства производят замеры сопротивления при нескольких радиусах исследования, что дает возможность разделить переменные величины, влияющие на замер сопротивления.

Двухполюсный потенциал-зонд. Рассель (Russel) [IX. 132] впервые дал теоретическую кривую изменения сопротивления двухполюсного потенциал-зонда (рис. IX. 33). От источника тока поступает постоянный или низкочастотный переменный ток; измеряется разность потенциалов между M и N. Поскольку B значительно удалено от A, то в однородной среде ток будет распространяться радиально. Замеряемая разность потенциалов представляет собой косвенное измерение потенциалов между точками A и M. Таким путем зонд исследует сферический объем, в центре которого находится точка A. Расстояние AM принимается за размер зонда; считается, что радиус исследования равен удвоен-

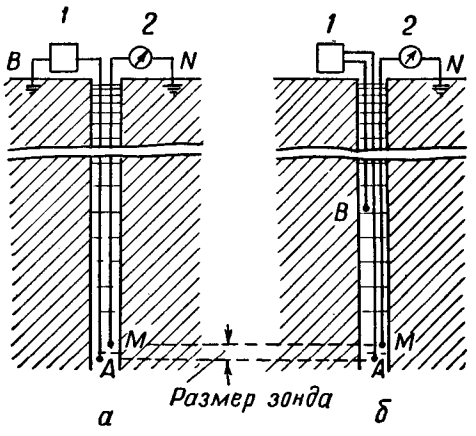


Рис. IX. 33. Схема потенциал-зонда.
а — двухэлектродная схема; *б* — фактически используемая трехэлектродная схема. *1* — источник тока; *2* — измерительная аппаратура.

ному размеру зонда. Рассел [IX. 132, IX. 133] приводит кривые, полученные в лабораторных условиях (рис. IX. 34), которые являются типичными для кривых, регистрируемых с потенциал-зондами при отсутствии проникновения в породы фильтрата глинистого раствора.

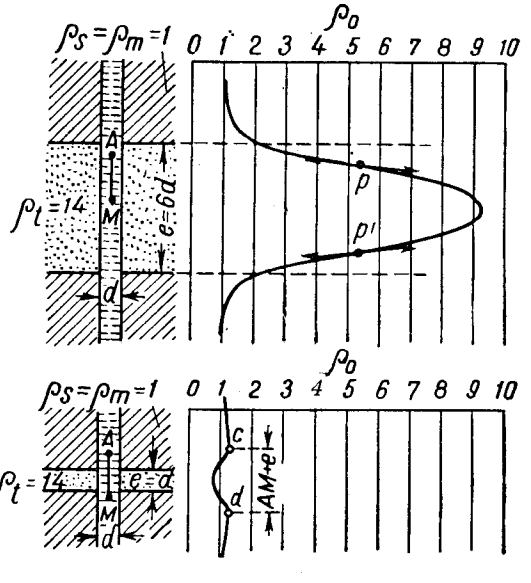


Рис. IX. 34. Теоретические кривые сопротивлений для потенциал-зондов в пластах различной мощности.

Трехэлектродные градиент-зонды. На рис. IX. 35 приведена схема для измерения градиент-зондом. Так же как и в случае потенциал-зонда, от генератора подается постоянный или низкочастотный переменный ток; замеряется разность потенциалов между точками, сближенными электродами M и N. Так как B находится на большом удалении от A, токовые линии будут распространяться по радиусам от точки A. Однако в однородной среде разность потенциалов между двумя электродами M и N будет соответствовать падению напряжения между двумя концентрическими сферами с радиусами AM и AN. Поэтому радиус исследования считается рав-

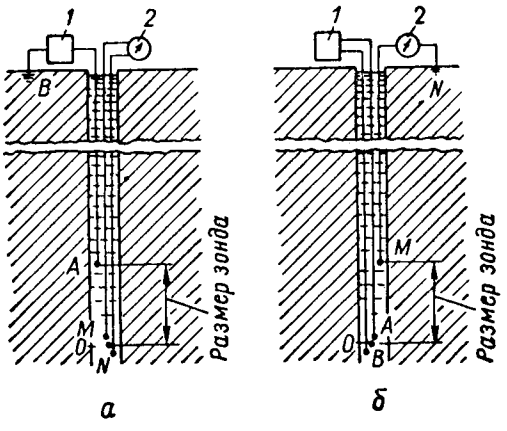


Рис. IX. 35. Измерительная схема для градиент-зонда.

а — градиент-зонд AMN; *б* — градиент-зонд MAB. *1* — источник тока; *2* — измерительная аппаратура.

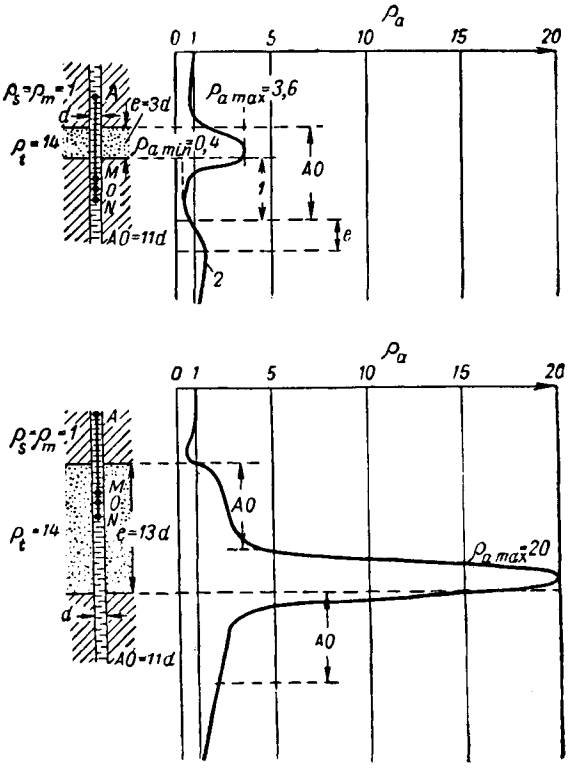


Рис. IX. 36. Поведение кривой для градиент-зонда.

1 — зона экранного минимума; *2* — зона экранного максимума.

ным размеру зонда. На рис. IX. 36 приведены результаты замеров с градиент-зондом для двух слоев различной мощности. Кривые заметно асимметричны, потому что токовые линии не распространяются по радиусам от питающего электрода, как в однородной среде. Против пласта с высоким сопротивлением токовые линии в отличие от пластов низкого сопротивления в большей степени концентрируются в пределах ствола скважины. В результате этого против пластов малой мощности на диаграммах получаются так называемые «слепые» зоны. Вследствие этого в разрезе могут быть пропущены тонкие слои, попадающие в «слепую» зону. Кроме того, для слоев малой мощности максимальное кажущееся сопротивление будет больше истинного. Слои с высоким сопротивлением усиливают этот эффект и делают невозможной интерпретацию кривых.

Интерпретация показаний потенциал-зонда и градиент-зонда

Компания Шлюмберже рассчитала [IX. 136] отклонения кажущегося сопротивления от истинного для определения пористости и водонасыщенности по формулам (IX. 4) — (IX. 6). По этим кривым можно определить граничные условия, при которых влиянием диаметра скважины, проникновением фильтрата бурового раствора, экранировкой соседними пластами можно пренебречь. В этом случае кажущееся сопротивление приближается к истинному. Если влиянием этих факторов нельзя пренебречь, то упомянутыми кривыми пользоваться нельзя, так как невозможно точно учесть такой фактор, как, например, эффективный диаметр зоны проникновения. Эти кривые позволяют определить степень применения потенциал-зондов и градиент-зондов для определения истинного сопротивления достаточно мощных пластов в терригенном разрезе в тех случаях, если в них не встречено пластов такого высокого сопротивления, какими являются, например, магматические пропластки. Кроме того, время проведения каротажа следует выбирать так, чтобы диаметр зоны проникновения не превышал двух диаметров скважины. При определении истинного сопротивления по замерам потенциал-зондом и градиент-зондом следует учитывать следующее.

1. Если отношение сопротивления малого потенциал-зонда $\rho_{п.з}$ к сопротивлению бурового раствора $\rho_р$ меньше 10, а мощность прослоя l в 4 раза или более превосходит размер большого потенциал-зонда, то истинное сопротивление пород $\rho_п$ будет равно ρ_{ln}, замеряемому большим потенциал-зондом.

Это можно запнсать так.

Задано: малый потенциал-зонд $\rho_{sn}/\rho_m < 10$; большой потенциал-зонд $l > 4AM$.

Замер: большой потенциал-зонд $\rho_{ln} = \rho_t$.

2. Если отношение сопротивления малого потенциал-зонда к сопротивлению раствора меньше 50, а мощность пласта превосходит размер градиент-зонда в 2 раза или более, то истинное сопротивление будет соответствовать значению сопротивления в средней точке на кривой градиент-зонда (рис. IX. 37).

Задано: малый потенциал-зонд $\rho_{sn}/\rho_m < 50$; градиент-зонд $l > 2AO$.

Замер: градиент-зонд $\rho_{ср.\,точки} = \rho_t$ (рис. IX. 37, *а*).

3. Если отношение между сопротивлением малого потенциал-зонда и сопротивлением раствора меньше 50, а мощность пласта соответствует $1^1/_2$ размера градиент-зонда, то истинное сопротивление будет соответствовать сумме сопротивлений, замеренных градиент-зондом непосредственно ниже кровли пласта, плюс $^2/_3$ максимального сопротивления, отмеченного градиент-зондом (для данного пласта).

Задано: малый потенциал-зонд $\rho_{sn}/\rho_m < 50$; градиент-зонд $l = 1{,}5\,AO$.

Замер: градиент-зонд $\rho_{ср} = \rho_t$ (рис. IX.37, *б*).

4. Если отношение сопротивления для малого потенциал-зонда к сопротивлению раствора меньше 50, а мощность пласта в 1,3 раза превышает размер градиент-зонда, то максимальное сопротивление, отмеченное градиент-зондом, будет соответствовать истинному

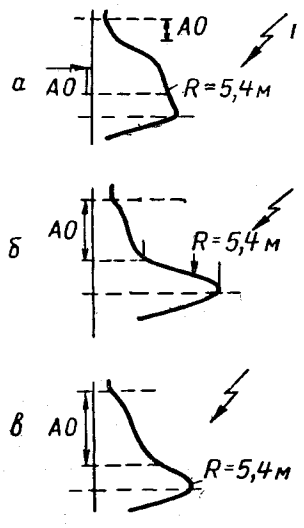


Рис. IX.37. Определение истинного удельного сопротивления по кривым градиент-зонда.

а — по значению в средней точке; *б* — по значению 2/3 от максимального; *в* — по ρ_{max}.

Задано: малый потенциал-зонд $\rho_{sn}/\rho_m < 50$; градиент-зонд $l = 1{,}3\ AO$.

Замер: градиент-зонд $\rho_{max} = \rho_t$ (рис. IX.37, *в*).

Для условий, отличающихся от приведенных выше, теоретические кривые сопротивлений могут быть применены для определения истинного сопротивления, если не имеется более надежных данных, полученных с другими зондами.

Вывод. При помощи потенциал-зонда и градиент-зонда получают хорошие результаты во время определения пористости в породах с низким и средним сопротивлением, если имеются пласты большой мощности и если раствор несоленый.

10. ИНДУКЦИОННЫЙ КАРОТАЖ

Аппаратура индукционного каротажа была разработана с целью преодолеть некоторые трудности, связанные с определением истинного сопротивления пластов.

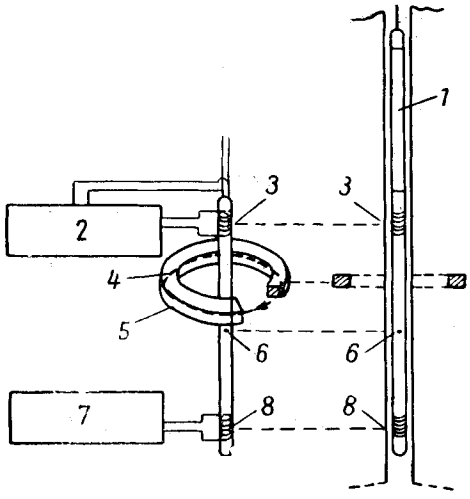


Рис. IX. 38. Принципиальная схема скважинного снаряда для индукционного каротажа.

1 — корпус с генератором и усилителем; *2* — усилитель; *3* — приемная катушка; *4* — линии индуцированного тока; *5* — кольцевой объем породы; *6* — точка записи; *7* — генератор колебаний; *8* — возбуждающие катушки.

На рис. IX. 38 приведена схема прибора для индукционного каротажа. На катушки передатчика подается переменный ток. Этот ток возбуждает вокруг катушки переменное магнитное поле, которое в свою очередь возбуждает токи Фуко в проводящих породах. Эти токи, величина которых пропорциональна проводимости породы, также создают свои переменные магнитные поля, которые индуцируют токи в приемной катушке. Последние усиливаются, детектируются и передаются на поверхность земли для регистрации.

В добавление к двум описанным катушкам имеются дополнительные или вспомогательные катушки, назначение которых — свести к минимуму влияния бурового раствора и прилегающих пород. Эти вспомогательные катушки фокусируют возбуждаемое магнитное поле, сосредоточивая его в пласте, находящемся против прибора, и не позволяя ему распространяться радиально во всех направлениях.

Разносом считается расстояние между двумя основными катушками. Точкой записи считается точка посередине между главными катушками. Поскольку этот вид каротажа не нуждается в проводящей среде в стволе скважины, его можно проводить в сухих скважинах или при наличии в них раствора на нефтяной основе.

При индукционном каротаже замеряемая величина пропорциональна проводимости среды, окружающей прибор. Поэтому индукционный каротаж регистрирует изменение проводимости с глубиной. Как уже отмечалось, проводимость является величиной, обратной сопротивлению. Последнее также регистрируется для сопоставления с кривыми других видов каротажа.

Интерпретация. Регистрируемая аппаратурой кажущаяся проводимость является результатом совместного воздействия проводящей среды в стволе скважины, зоны проникновения, самого пласта, вмещающих данный пласт пород. Поскольку сопротивление является величиной, обратной проводимости, роль всех этих факторов может быть сведена к следующему выражению:

$$\frac{1}{\rho_a} = \frac{G_m}{\rho_m} + \frac{G_i}{\rho_i} + \frac{G_t}{\rho_t} + \frac{G_s}{\rho_s}, \qquad \text{(IX. 10)}$$

где ρ_a — среднее значение кажущегося сопротивления; G_m — поправочный коэффициент (геометрический фактор), связанный с влиянием воздействия бурового раствора; G_i — поправочный коэффициент, связанный с влиянием зон проникновения; G_t — поправочный коэффициент, связанный с влиянием самого пласта; G_s — коэффициент, связанный с влиянием вмещающих пород. Причем

$$G_m + G_i + G_t + G_s = 1. \qquad \text{(IX. 11)}$$

Коэффициент распространения индукционного тока. Данный коэффициент зависит от следующих причин: изменения распространения индукционных токов по цилиндрическим поверхностям от ствола скважины и по горизонтально переслаивающимся пропласткам. Концентрические цилиндры распространения индукционных токов различного диаметра при бесконечной их высоте приведены на рис. IX. 39 для двух приборов индукционного каротажа с размерами 68 и 101 *см*. Они были вычислены Доллем (Doll) [IX. 96].

По кривым видно, что влиянием ствола скважины можно пренебречь, если ее диаметр меньше 25 *см*. Практически это верно лишь при условии. что сопротивление раствора больше чем 0,5 *ом м*, поскольку коэффициенты для растворов с меньшим сопротивлением, т. е. с большей проводимостью, имеют значения, приведенные в формуле (IX. 10), даже если коэффициент G_m невелик.

На рис. IX. 40 для индукционных зондов длиной 68 и 101 *см* приведены коэффициенты распространения индукционного тока для горизонтальных смежных проводящих слоев, когда точка записи находилась против

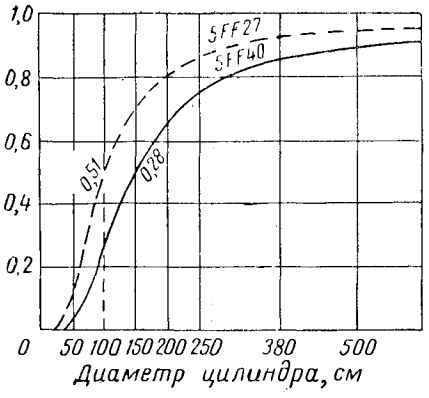


Рис. IX. 39. Коэффициент распространения индукционного тока для цилиндра бесконечной длины, расположенного коаксиально относительно зонда.

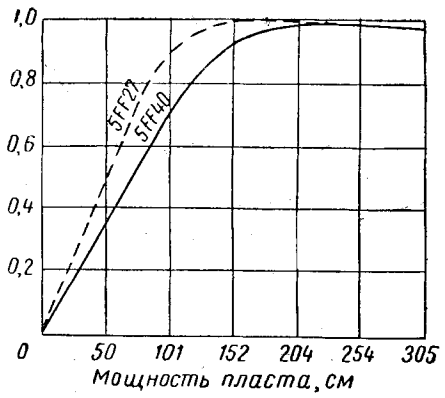


Рис. IX. 40. Коэффициент распространения индукционного тока для маломощного пропластка (при нахождении зонда против середины пласта).

замеряемого пласта. Вмещающие пласты не влияют на проводимость, и в случае, если мощность пласта более чем в 2 раза превышает размеры зонда. Этот график можно применять для определения коэффициента G_s. Значения остальных коэффициентов можно найти, используя график рис. IX. 40, поскольку геометрические формы остальных областей можно рассматривать как серию концентрических цилиндров. Однако при этом должен быть известен диаметр зоны проникновения. Также должно быть определено и сопротивление зоны проникновения, что позволит найти ρ_t из формул (IX. 10) и (IX. 11). По этим причинам индукционный каротаж применяется в сочетании с другими видами каротажа. Наиболее эффективным является совместное использование индукционного и бокового каротажа.

Отбивка границ пластов. Когда зонд находится против границы двух сред, то половина отсчета определяется по одной среде, а вторая половина по другой, как это следует из уравнения Долля (Doll) [IX. 96]:

$$\frac{1}{\rho_b} = \frac{0{,}5}{\rho_a} + \frac{0{,}5}{\rho_s},$$

где ρ_b — сопротивление, замеряемое против границы пластов; ρ_a и ρ_s — сопротивления, замеряемые против средних участков рассматриваемых пластов.

Влияние бурового раствора. Буровые растворы с сопротивлениями, бо́льшими чем 0,5 *ом м*, при обычном диаметре скважины очень мало влияют на замеры, получаемые при индукционном каротаже. Однако если диаметр скважины увеличен за счет образования каверн, то могут быть существенные искажения. Если сопротивление раствора меньше 0,5 *ом · м*, как это бывает при буровых растворах, насыщенных солью, то столб раствора играет роль экрана и уменьшает влияние, оказываемое породами.

Поскольку индукционный каротаж не требует наличия электродов или электрических контактов с буровым раствором, этот вид каротажа можно выполнять в сухой скважине или в скважине, заполненной раствором на нефтяной основе. Однако проведение индукционного каротажа в закрепленной скважине невозможно вследствие того, что колонна полностью экранирует пласт.

Влияние проникновения фильтрата бурового раствора. Как уже отмечалось, в показания индукционного каротажа должны вноситься поправки за зону проникновения, если известны ее диаметр и сопротивление. В тех случаях, когда проникновение распространяется на большое расстояние, бывает очень трудно определить сопротивление зоны проникновения. Фильтрат бурового раствора вытесняет не только нефть, но и пластовую воду. В областях глубокого проникновения образуются три зоны: 1) зона, ближайшая к скважине, водонасыщение которой образовано фильтратом бурового раствора, а если имеется нефть или газ, будет существовать остаточное углеводородное насыщение; 2) средняя зона с остаточным углеводородным насыщением и с водонасыщением, сопоставимым с водонасыщением первой зоны, но образованным пластовой водой; 3) зона, являющаяся переходной к области, не затронутой проникновением.

Первая зона мало влияет на замеры, получаемые с помощью индукционного каротажа, если вся зона проникновения невелика, а сопротивление фильтрата бурового раствора свыше 0,5 *ом · м*. Однако, при меньшем сопротивлении фильтрата бурового раствора проводимость этой зоны может быть настолько высокой, что она явится экраном и будет маскировать влияние зоны, не захваченной проникновением. Вторая зона является наиболее важной, поскольку она содержит остаточную нефть. Остальной частью жидкости является пластовая вода с очень низким сопротивлением, которая содержит обычно большое количество растворенных солей. При глубоком проникновении весь индукционный ток будет циркулировать в этой хорошо проводящей зоне, а область, не затронутая проникновением, окажется экранированной от воздействия зонда. По этой причине при использовании буровых растворов с высокой водоотдачей индукционный каротаж должен быть выполнен возможно скорее после вскрытия пласта.

11. БОКОВОЙ КАРОТАЖ

Из всего предыдущего описания становятся очевидными преимущества каротажного прибора, способного сфокусировать ток и обеспечить его проникновение глубоко в породу. Таким устройством является прибор для бокового каротажа. На рис. IX. 41 приведены схема действия бокового каротажа и распределение токовых линий в однородной среде, как это описано Доллем [IX. 99]. A_0 является центральным токовым электродом, который функционирует так же, как и в обычных зондах; A_1 и A_2 представляют пару вспомогательных токовых электродов, они соединены между собой; M_1, M_2, а также M'_1, M'_2 — две пары измерительных электродов.

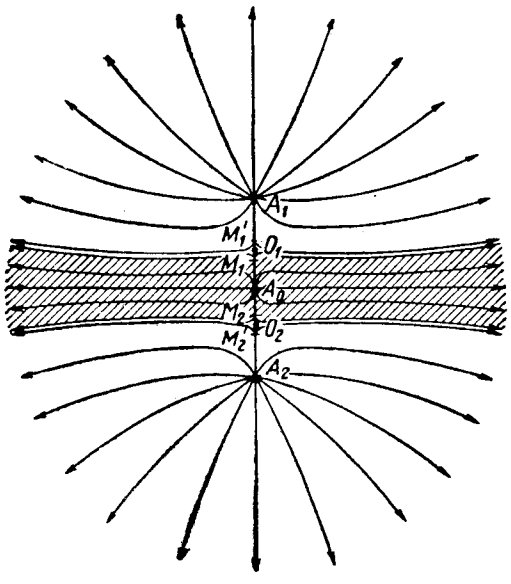


Рис. IX. 41. Распространение токовых линий при боковом каротаже.

Регулируемая вторичная токовая цепь, имеющая ту же полярность, что и центральный электрод, присоединена к вспомогательным электродам A_1 и A_2 так, что разность потенциалов между электродами M_1, M_2 и M_1', M_2' поддерживается близкой к нулю. Долль показал, что ток, приложенный к вспомогательным электродам A_1 и A_2, будет фокусировать ток, исходящий из центрального электрода, и будет вынуждать его проникать в породу, находящуюся против зонда (рис. IX. 42). На этом рисунке нанесены направления токовых линий зонда бокового каротажа. Аппаратура замеряет потенциал одного из электродов M, преобразует этот замер в величину сопротивления, а затем записывает результаты.

Влияние мощности пластов. Поскольку аппаратура бокового каротажа фокусирует ток, направляя его в породу и препятствуя рассеиванию токовых линий, тонкие пласты отмечаются с ее помощью гораздо лучше, чем обычными зондами. Долль иллюстрирует это примером (см. рис. IX. 42). На рис. IX. 43 приведены показания прибора для тонкого пласта без проникновения (по Доллю). На этом графике приведены также кривые, полученные с малым и большим потенциал-зондами и с градиент-зондом. В подобных условиях эти зонды почти не реагируют на наличие пласта инородного сопротивления. Боковой каротаж позволяет отбить границы по резкому изменению сопротивления. Причем общая мощность пласта

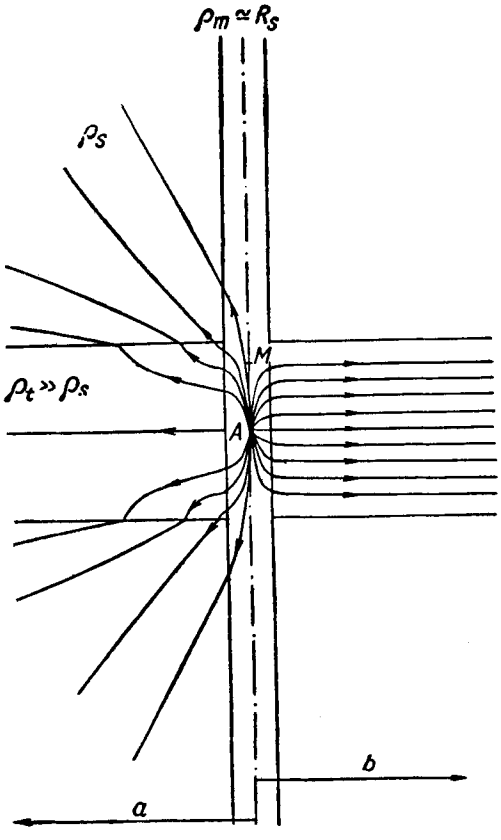
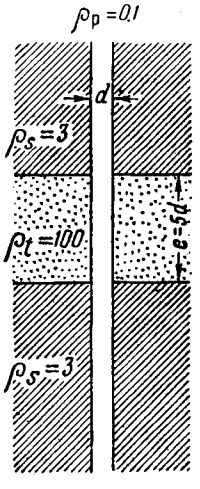


Рис. IX. 42. Распределение линий тока при боковом каротаже и без наличия фокусирующего устройства.

ρ_t — сопротивление породы; ρ_S — сопротивление прилегающих пород; ρ_m — сопротивление бурового раствора.

a — система без фокусирования тока (потенциал-зонд); b — система с фокусированием тока — боковой каротаж.



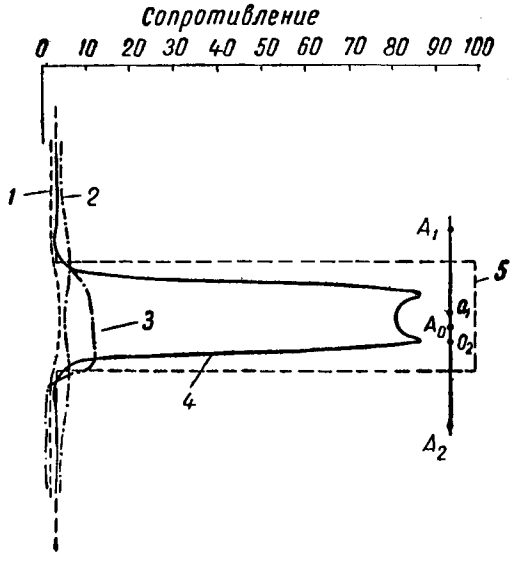


Рис. IX. 43. Ход кривых при обычном и при боковом каротаже.

d — диаметр скважины; e — мощность пласта; ρ_t — сопротивление породы равно 100; ρ_S — сопротивление прилегающих пластов равно 3; ρ_m — сопротивление бурового раствора равно 0.1.

1 — кривая потенциал-зонда ($AM = 1{,}75\,d$); *2* — кривая потенциал-зонда ($AM = 7d$); *3* — кривая градиент-зонда ($AO = 25d$); *4* — кривая боковая каротажа; *5* — истинное значение сопротивления.

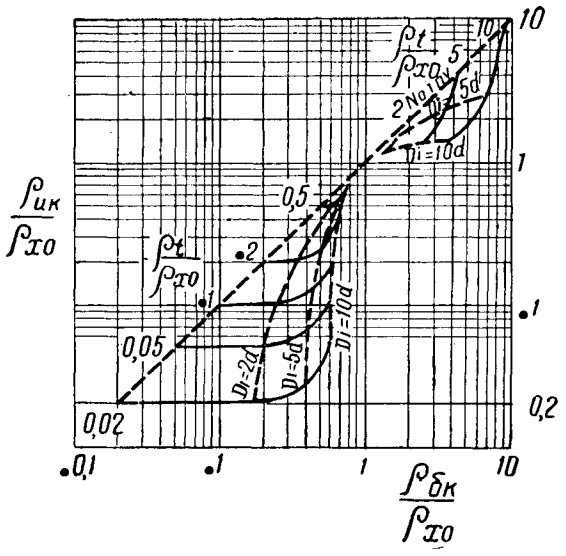


Рис. IX. 44. Палетка для определения истинного сопротивления пласта по сочетанию данных индукционного и бокового каротажа.

D_i — диаметр проникновения раствора. Диаметр скважины $d = 8''$, снаряд бокового каротажа с семью электродами типа $5FF\ 40''$ (для мощных пластов).

будет меньше примерно на величину разноса зонда. Кажущееся сопротивление достигает 80% от истинного. Если сопротивление смежных пород выше, чем сопротивление будет равно истинному. Поэтому для пластов мощность пласта превышает 1,2 *м*, то замеренное сопротивление будет равно истинному. Поэтому для пластов мощностью свыше 1,2 *м* наблюденная при боковом каротаже величина сопротивления обычно принимается за истинное сопротивление, если фильтрат проникает в пласт неглубоко.

Влияние зоны проникновения фильтрата бурового раствора. Фокусирующее устройство прибора заставляет ток, используемый для измерений, течь горизонтально и проходить сквозь зону проникновения, сводя этим к минимуму ее влияние на замеры. Для зоны глубокого проникновения ее влияние можно вычислить, если величину сопротивления и диаметр этой зоны можно подсчитать из уравнений и применить боковой каротаж совместно с индукционным.

Влияние бурового раствора. Поскольку ток течет из зонда непосредственно в пласт, он не может достичь измерительного электрода по кратчайшему пути через хорошо проводящий буровой раствор с низким сопротивлением. По этой причине боковой каротаж является единственным видом каротажа, который может быть применен при сильно засоленных буровых растворах.

12. СОЧЕТАНИЕ ИНДУКЦИОННОГО И БОКОВОГО КАРОТАЖА

При этих видах каротажа используют фокусирующие устройства. Поэтому, если разносы обоих приборов одинаковы, на них будут воздействовать одинаковые внешние условия. Токовые линии, возникающие в породе от индукционного прибора, образуют петли, которые пересекаются с токовыми линиями бокового каротажа. Поэтому буровой раствор, диаметр скважины, зона проникновения по-разному влияют на замеры, а полученные данные дополняют одни другие. Там, где нельзя применить один из видов каротажа, может быть пригодным второй.

Истинное сопротивление породы для обоих видов каротажа можно определять по кривым на рис. IX. 44. Значение ρ_{x0} (сопротивление промытой зоны непосредственно у стенок скважины) можно определить при помощи микрокаротажа или бокового микрокаротажа).

13. МИКРОКАРОТАЖ

Стремление выделить проницаемые и пористые пласты малой мощности, особенно в твердых породах, привело к созданию микрокаротажных установок. Схема одной из них приведена на рис. IX. 45. Она состоит из трех электродов, помещенных в резиновый башмак, который смонтирован на пружинящем рычаге, прижимающем башмак к стенке скважины. Питающим электродом является электрод A. На микрокаротажной установке замеряется разность потенциалов между двумя электродами M_1 и M_2, затем она преобразуется в сопротивление и регистрируется как функция глубины. Рассмотренный порядок расположения электродов образует микроградиент-зонд. Одновременно потенциал-зондом регистрируется потенциал между электродом M_2 и поверхностью земли. По степени раздвижения двух пружинящих рычагов судят об изменении диаметра скважины. Кавернограмма регистрируется микрокавернометром. Перед замером микрозонд спускается к забою скважины с прижатыми пружинными рычагами. При этом замеряется сопротивление бурового раствора, которое и записывается как функция глубины (замеры микрозондами зависят от сопротивления бурового раствора). По достижении нужной глубины пружинные рычаги освобождаются и при подъеме снаряда производится запись микропотенциал-зонда, микроградиент-зонда и микрокавернограммы.

Прижимное устройство микрозонда способствует исключению влияния бурового раствора, поэтому линии тока направлены непосредственно в породу. Расположение электродов при этом виде каротажа примерно аналогично расположениям электродов в потенциал-зонде и градиент-зонде с очень близким расположением электродов, поэтому и для данного случая справедливы общие

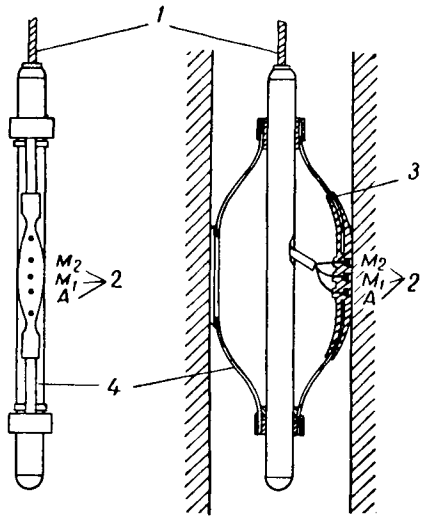


Рис. IX. 45. Микрокаротажные установки.

1 — каротажный кабель; *2* — электроды; *3* — резиновый башмак; *4* — стальные пружины.

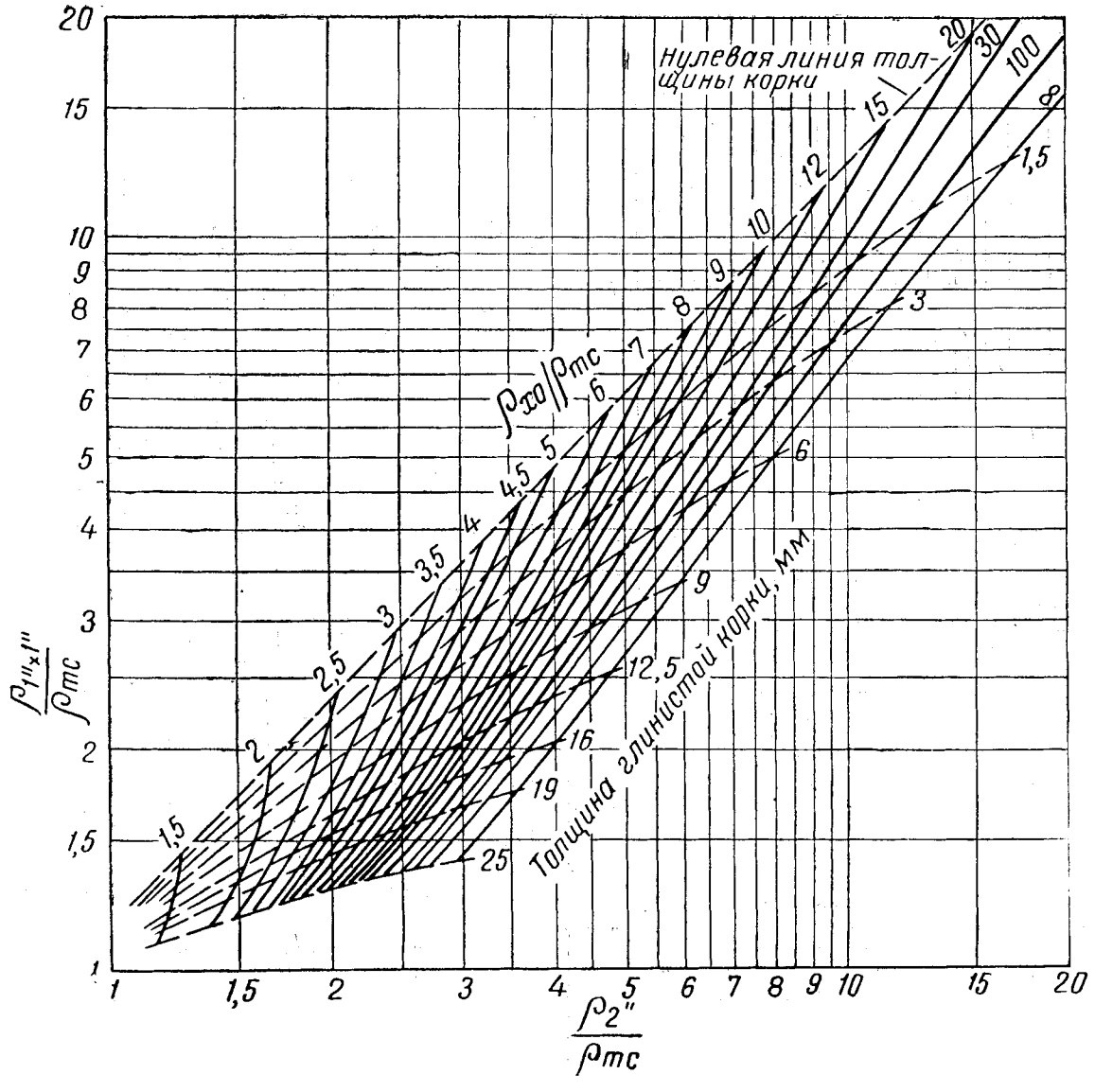


Рис. IX. 46. Палетка для интерпретации данных микрокаротажа.

Палетка для скважин, пробуренных 8″ долотом, рассчитана для $K_x = 0{,}32$. Пригодна для неизолированных зондов и зондов типа WRS = K и WRS = Nc электродом B на задней пластине (наконечник и задняя пластина электрически соединены).

положения, рассмотренные выше. Радиус исследования обоих микрозондов очень мал, меньше всего он у микроградиент-зонда. Размещение электродов и относительно небольшие расстояния между ними позволяют определять явления, происходящие в небольшом объеме. Этот объем включает глинистую корку на стенке скважины и прилегающую породу длиной около 7 *см*. Сопротивление глинистой корки замеряется обычно на поверхности земли, при этом из глинистой корки, полученной из бурового раствора, удаляется фильтрат. Одновременно с замером сопротивлений глинистой корки и фильтрата бурового раствора замеряют сопротивление глинистого раствора. Эти величины с поправками за температуру совместно с кривой микрокаротажа позволяют измерить толщину глинистой корки. Кривая микроградиент-зонда характеризует меньший радиус исследования, следовательно, в ее показаниях глинистая корка играет большую роль по сравнению с кривой микропотенциал-зонда. Сопоставление этих величин, выполненное Доллем [IX. 97], приведено на рис. IX. 46. Глинистая корка способствует выполаживанию кривой, поскольку корка покрывает неровности в скважине. Породы, не образующие глинистой корки, характеризуются резкими и частыми изменениями кривой микрокаротажа, которая имеет зазубренный вид, поскольку неровности в стенках скважины позволяют раствору оставаться между башмаком зонда и породой. Толщина глинистой корки может быть определена также из сопоставления данных микрокаверномера с диаметром бурильного долота.

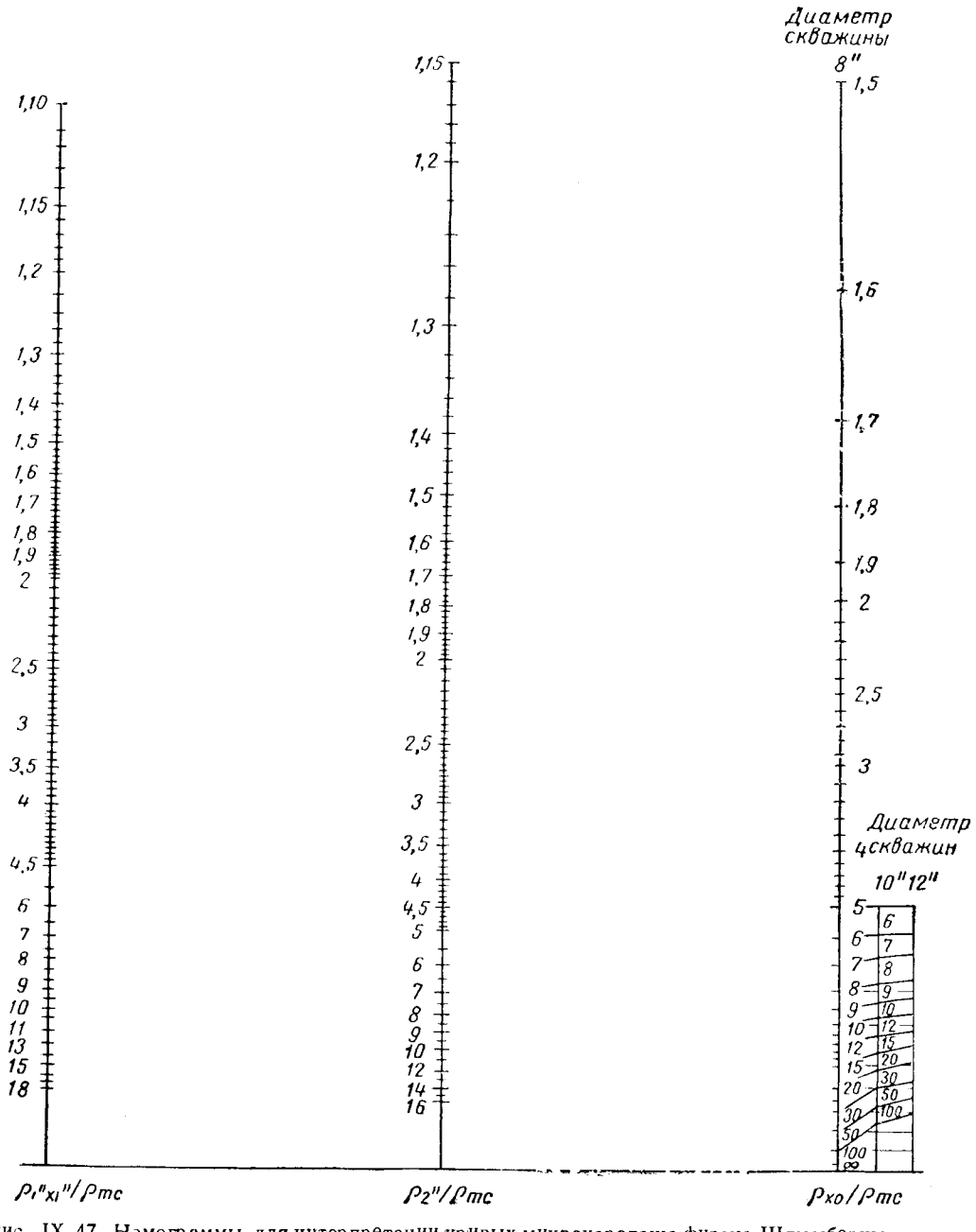


Рис. IX. 47. Номограммы для интерпретации кривых микрокаротажа фирмы Шлюмберже.
Для 6″ скважин следует умножить данное значение на 1,05, а далее интерпретировать как для 8″ скважин.

Зона проникновения фильтрата бурового раствора. Микрозонды позволяют определить сопротивление промытой части зоны при глубоком проникновении фильтрата бурового раствора. При таком проникновении фильтрат полностью промывает породы на участках, непосредственно прилегающих к скважине, и только эти участки попадают в область исследования микрозонда. Жидкостями, сохраняющимися в этих участках, могут быть фильтрат бурового раствора совместно с остаточной нефтью или пластовой воды. В обычных условиях сопротивление фильтрата бурового раствора при температуре, свойственной породе, может быть определено более точно, нежели сопротивление пластовой воды по кривой ПС. Поэтому относительное сопротивление (отношение сопротивления воды к сопротивлению породы, насыщенной водой) можно определить по кривым микрозондов.

Если в породе присутствуют нефть или газ, необходимо учитывать содержание остаточных углеводородов. Обычно эта величина составляет 20% от всего сопротивления. Относительное сопротивление и пористость можно определять по уравнениям (IX. 4) и (IX. 6). Истинное сопротивление промытой зоны можно определить на

основании кривых микрозондов по номограммам, приведенным на рис. IX. 47 и IX. 48. На них приведены приемы интерпретации, применяемые двумя различными фирмами, которые используют однотипные зонды. Расхождения между графиками на этих рисунках вызваны различиями в конструкциях зондов и в подходе к интерпретации данных.

В случае глубокого проникновения фильтрата сопротивление глинистой корки обычно меньше сопротивления промытой зоны. Поэтому на кривой микроградиент-зонда отмечаются меньшие сопротивления по сравнению с отметками, полученными на кривой микропотенциал-зонда, у которого радиус исследования больше. Возникающее при этом расхождение в ходе двух кривых называется

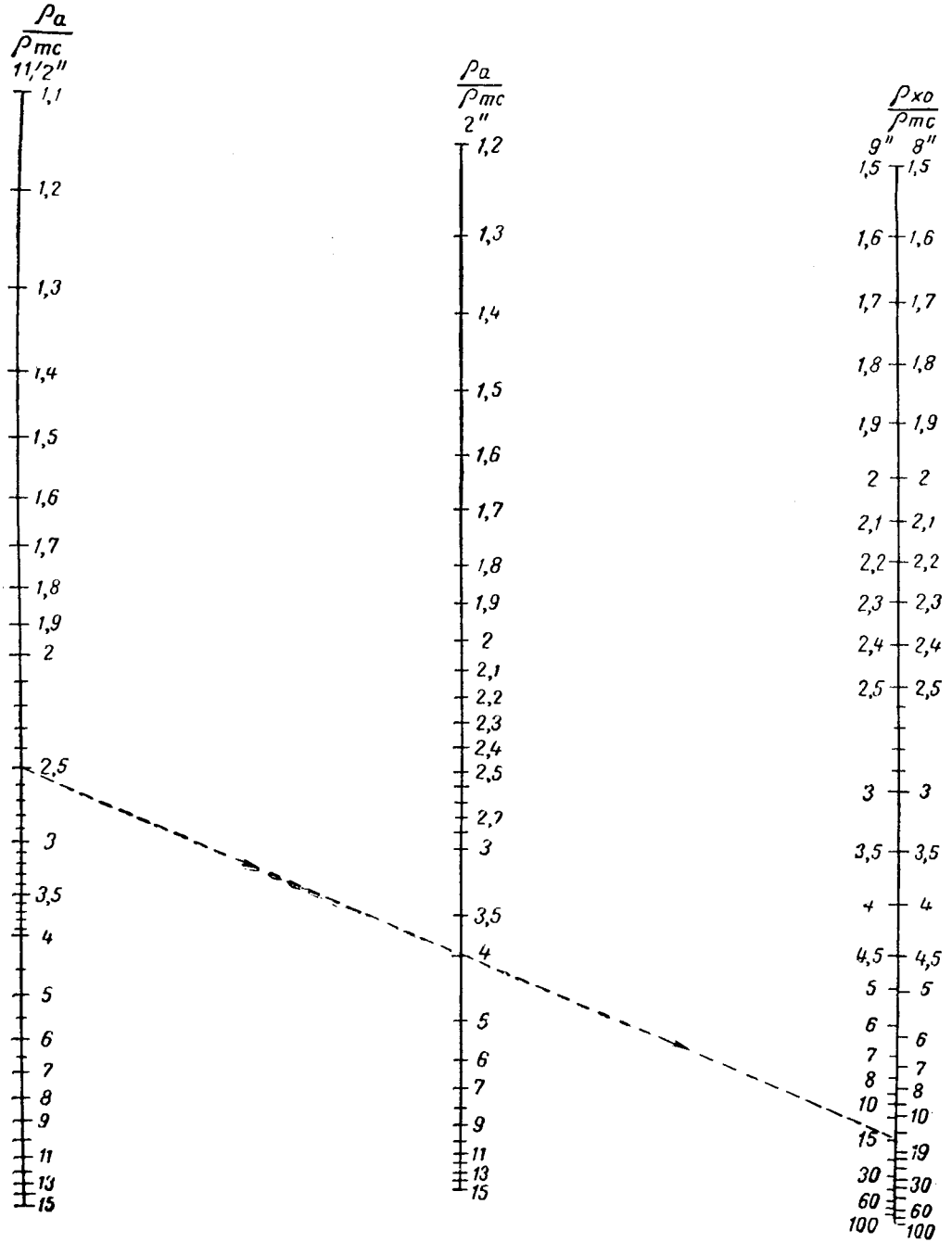


Рис. IX. 48. Номограмма для интерпретации кривых микрокаротажа фирмы Халибуртон.

положительным; оно рассматривается как качественный признак присутствия пористых и проницаемых слоев [IX. 97].

В случае, если фильтрат проникает неглубоко, толщина глинистой корки мала, а сопротивление в пределах расследуемого объема породы почти не изменяется от проникновения фильтрата бурового раствора. Капиллярные силы при этом невелики. Если пласт насыщен соленой водой с малым сопротивлением, расхождение кривых микрокаротажа отрицательное, поскольку в таких случаях сопротивление глинистой корки обычно выше, чем сопротивление породы. Однако если порода содержит углеводороды, а проникновение невелико, то сопротивление исследуемой части породы будет обычно более высоким, нежели сопротивление глинистой корки. В этом случае будет наблюдаться положительное разделение кривых, которое опять-таки будет качественным признаком пористости и проницаемости коллекторов. При небольшом проникновении кривые микрозондов не могут быть успешно применены для количественных определений.

Каверны. Присутствие каверн осложняет интерпретацию показаний микрозондов. На участках увеличения диаметра скважины электроды не плотно прижимаются к породе. Может случиться так, что в пределах объема исследования окажется только буровой раствор. В таких случаях обе кривые отметят величину ожидаемого сопротивления раствора. Однако, когда величина каверны такова, что электроды хотя и оказываются не прижатыми к стенке скважины, но в объем исследования попадает порода, будет наблюдаться положительное разделение кривых, поскольку раствор обладает обычно меньшим сопротивлением по сравнению с породой. В таких случаях плотные разности будут проинтерпретированы как проницаемая зона. Большую помощь для устранения подобных ошибок приносит кавернограмма.

Отбивка границ пластов. Поскольку разнос зондов очень мал, кривые сопротивления микрозондов резко меняются на границах пластов, в связи с чем данные микрокаротажа крайне полезны для определения мощностей пропластков.

14. БОКОВОЙ МИКРОКАРОТАЖ.

Если пористость менее 15%, сопротивление породы оказывается настолько большим, что бо́льшая часть токовых линий микроустановки проходит по глинистой корке, которая имеет относительно малое сопротивление. В подобных условиях чувствительность микрозондов снижается настолько, что она становится недостаточной для определения сопротивления промытой зоны.

Чтобы преодолеть это затруднение, была создана фокусирующая установка с малым разносом. Поскольку она основана на том же принципе, что и боковой каротаж, она названа боковым микрокаротажем. На рис. IX. 49 приведена схема этого прибора, данная Доллем [IX. 100].

Прибор состоит из башмака, сделанного из непроводящего материала и смонтированного на пружинящем рычаге, применяемом для микрозондов. В башмак вмонтирован центральный точечный электрод A_0, окруженный тремя концентрическими кольцевыми электродами M_1, M_2 и A_1. Вторичный ток той же полярности поступает через наружный кольцевой электрод (также расположенный концентрически относительно других). При этом поддерживается разность потенциалов между двумя внутренними измерительными кольцевыми электродами, близкая к нулю. Распределение токовых линий показано на рис. IX. 50. Долль также сопоставляет распределения токовых линий для бокового микрокаротажа и микрозондов (рис. IX. 50). Ток, используемый для замеров, пересекает узким пучком глинистую корку и проникает в пласт. Затем токовые линии распространяются в стороны. Причем уменьшение тока снижает чувствительность установки. Разносы электродов установки таковы, что позволяют проводить исследования на глубину примерно 7 *см*.

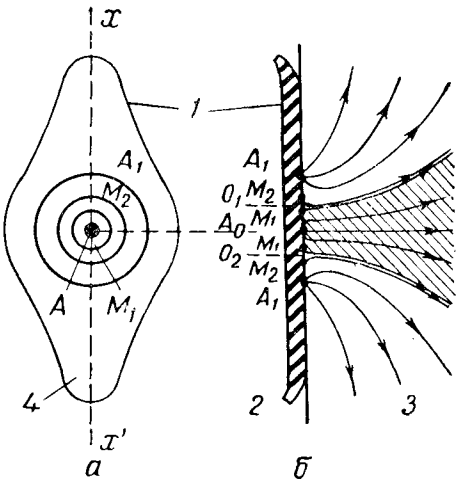


Рис. IX. 49. Зонд для бокового микрокаротажа.

1 — башмак из непроводящего материала; *2* — ствол скважины; *3* — непроницаемая порода. *а* — вид микробокового зонда, показывающий распределение электродов; *б* — вертикальный разрез, показывающий расположение токовых линий (схема).

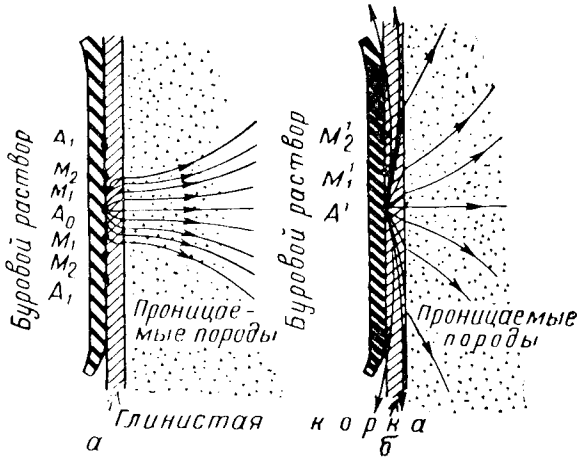


Рис. IX. 50. Схемы распределения токовых линий для бокового микрозонда и микрозондов.

1 — буровой раствор; *2* — проницаемая порода; *3* — глинистая корка.
а — боковой микрозонд; *б* — микрозонд.

Плотные породы и глины. Если зонд находится против плотных пород или глин, тонкий слой глинистого раствора между башмаком микрозонда и стенкой скважины или тонкой глинистой корки не влияет на замеры, и прибор регистрирует сопротивление породы. Однако в случае усиленного кавернообразования (как это случается в глинах) пружинный рычаг не сможет поддерживать непрерывно контакт между породой и башмаком с электродами. При этом в объеме, который определяет

показания прибора, может оказаться либо только раствор, либо раствор с породой. Замеры будут характеризовать нечто «среднее» из сопротивлений, входящих в объем, определяющий показания прибора. Подобные условия можно установить при помощи замера кавернограммы и кривой ПС.

Пористые и проницаемые участки разреза. В плотных проницаемых породах капиллярные силы достигают большой величины, вследствие чего фильтрат в этих участках разреза проникает глубоко. В подобных условиях боковой микрокаротаж особенно полезен для определения сопротивления промытой зоны, а отсюда относительного сопротивления и пористости. Долль показал [IX. 97], что сопротивление, замеренное микрозондом, будет равно сопротивлению промытой зоны, если толщина глинистой корки не превышает 9 *мм*. При более толстой глинистой корке требуется проведение второго замера для внесения в показания поправки за влияние глинистой корки. Долль сопоставляет данные микробокового каротажа с данными микроградиент-зонда (рис. IX. 51), чтобы определить сопротивление промытой зоны при наличии толстой глинистой корки. Микробоковой каротаж можно применять для определения сопротивления промытой зоны и при засолонеиных растворах, поскольку такие растворы обычно образуют тонкую корку и глубоко проникают в породы.

Интерпретация микрокаротажных кривых, снятых в терригенных отложениях. Так как проводимость глин (в виде прослоев или примесей к пескам) высокая, присутствие их в любом виде следует учитывать при вычислении пористости и водонасыщенности по данным электрического каротажа.

Пупон, Лой и Тиксье (Poupon, Loy and Tixier) [IX. 129] изучали влияние глин, присутствующих в песчаных породах, на изменение кажущегося сопротивления породы и на возникающую ПС. С этой целью ими были проведены опыты в полевых и лабораторных условиях. Их данные так же, как и данные Долля [IX. 98], показывают, что глины уменьшают значение ПС. Пупон и другие применяют термин «псевдостатическая» ПС (PSP) для обозначения значений ПС в толще глинистых песков бесконечной мощности. Практически в величины сопротивлений, замеренных в глинистых песках, можно внести поправки за экранировку вмещающих пород, пользуясь рис. IX. 28, которая используется также и для незаглинизированных песков. Статической ПС (SSP) называют величину разности потенциалов, которая наблюдалась бы, если бы глина была включена в песчаник большой мощности.

Пупон и другие приводят данные, доказывающие, что PSP снижается еще более от присутствия нефти в глинистых песках. По этим данным и при помощи теорети-

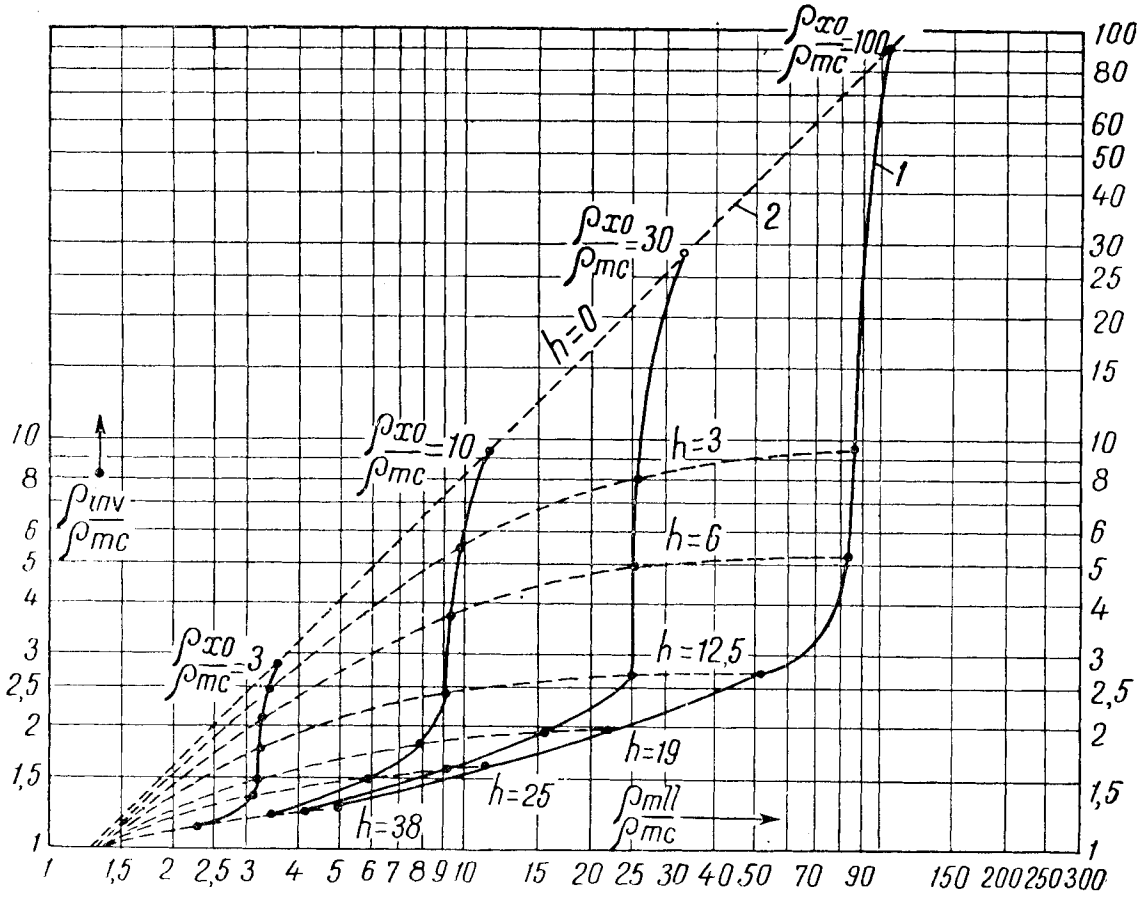


Рис. IX. 51. Палетка для интерпретации кривых бокового микрозонда.

ρ_{inv} — сопротивление, замеренное микроградиент-зондом; ρ_{mll} — сопротивление, замеренное боковым микрозондом; ρ_{x0} — сопротивление зоны проникновения вблизи стенки скважины; ρ_{mc} — сопротивление глинистой корки; h — толщина глинистой корки в *мм*; *1* — семейство кривых параметра ρ_{x0}/ρ_{mc}; *2* — семейство кривых параметра.

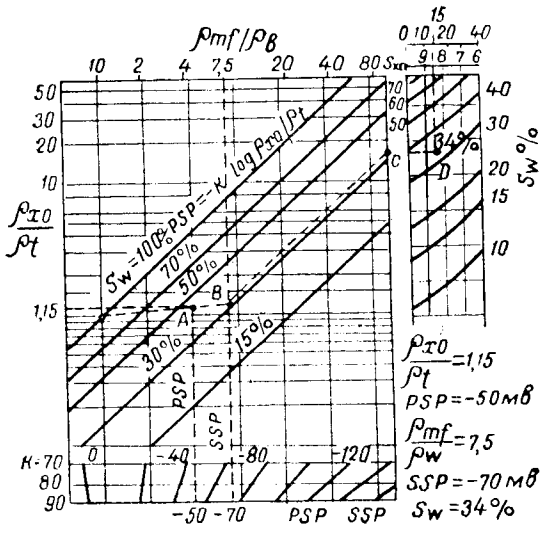


Рис. IX. 52. Номограмма для определения насыщенности глинистых песков.

1 — определение насыщенности глинистых песков; *2* — водонасыщенность с допущением среднего значения насыщенности остаточной нефтью.

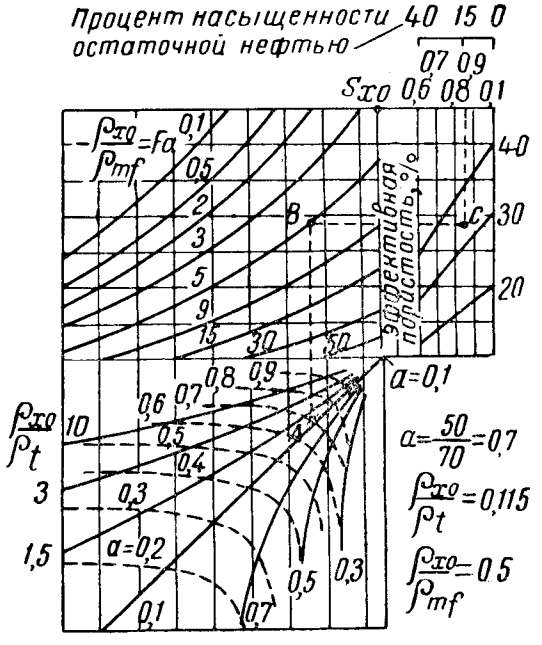


Рис. IX. 53. Палетка для определения пористости глинистых песков.

ческих кривых для ПС был создан корреляционный график для определения водонасыщенности глинистых песков. Чтобы получить значение водонасыщенности, требуется знать сопротивление промытой зоны, сопротивление зоны, в которую не попадала жидкость. Причем лучше знать отношение сопротивления фильтрата глинистого раствора к сопротивлению пластовой воды, чем статическое значение ПС. Однако если нет данных о сопротивлении пластовой воды, то для интерпретации можно использовать статическое значение ПС для чистых песков в пределах данной площади.

Пупон и другие осуществляют дальнейшую корреляцию своих данных (рис. IX. 53) так, чтобы можно было определить пористость для глинистых песков. Приводимые здесь данные представляют отношение сопротивления в промытой зоне к сопротивлению фильтрата бурового раствора и отношение псевдостатической ПС к статической. Подобная корреляция недостаточно строга. Однако она дает косвенный материал для интерпретации данных, относящихся к глинистым пескам.

§ 3. РАДИОАКТИВНЫЙ КАРОТАЖ

Впервые радиоактивный каротаж был проведен в 1935 г. [IX. 114] при изучении естественной радиоактивности пробуренных пород. Промышленное применение этого вида каротажа началось в 1940 г. [IX. 110]. В 1941 г. начали применять нейтронный каротаж.

Процесс получения диаграмм гамма-каротажа и нейтронного каротажа сходен с электрическим каротажем. Прибор, содержащий электрическую схему с индикаторами гамма-излучения, счетчиками Гейгера или сцинтилляционными счетчиками, опускается в скважину на каротажном кабеле. На поверхности наземный пункт принимает токовые импульсы от снаряда, преобразует и регистрирует их с глубиной. Измерительная аппаратура размещена в кузове грузовой автомашины совместно с лебедочным устройством и приборами для замера глубин.

1. СКОРОСТЬ ПРОВЕДЕНИЯ РАДИОАКТИВНОГО КАРОТАЖА

Чтобы интерпретировать диаграммы радиоактивного каротажа, надо учесть скорость подъема снаряда. Этот фактор играет большую роль, поскольку излучение, воспринимаемое и измеряемое приемной аппаратурой, меняется со временем и не является столь постоянным, как замеры, осуществляемые при электрическом каротаже. Изменения в излучении связаны с тем, что оно подчинено вероятностному закону. Другими словами, радиоактивное излучение может быть очень высоким в отдельные моменты, а затем очень низким, но в определенный промежуток времени сохраняет постоянное среднее значение. Интенсиметры, которые регистрируют степень радиации, достигающей детектора, производят интегрирование данного процесса относительно некоторого отрезка времени. Чем больше это время, тем ближе будет наблюденное значение соответствовать истинному среднему излучению. Однако следует учесть, что на показания прибора влияет не только излучение с той глубины, к которой отнесен замер, но также некоторая часть излучения, поступившего ниже этой глубины. Это приводит к смещению кривой вверх. Величина смещения зависит от двух факторов: постоянной времени, используемой в счетном устройстве, и скорости, с которой проводится каротаж. Большие значения постоянных времени и высокие скорости проведения каротажа создают значительные смещения. Помимо того, излучение поступает со всех направлений, а не только из участков, перпендикулярных к стволу скважины. Поэтому излучение, воспринимаемое в каждый отдельный момент, не присуще

данной глубине, а характеризует интервал в несколько метров. Доля радиации, поступающая с какой-либо глубины, убывает по мере удаления от нее прибора.

2. ГАММА-КАРОТАЖ

Кривая гамма-каротажа (ГК) характеризует естественную радиоактивность пробуренных пород. В применяемом в настоящее время оборудовании не различают естественные источники радиоактивности: калий, торий и элементы ряда уран—радий. Однако уже создано и проходит опробование оборудование, которое не только определяет излучение количественно, но и исследует его природу. Это увеличит возможности определения литологического состава пройденных пород.

В настоящее время ГК применяется главным образом для качественной характеристики литологического состава. Высокорадиоактивными чаще всего бывают песчаники. Но подобная качественная оценка не всегда справедлива. Глина, насыщенная водой с большим содержанием растворенного в ней радиоактивного калия, будет высокорадиоактивной породой и при недостаточном знании геологических условий района может быть принята за песчаник. В отдельных случаях, когда коллектор представляет собой высокорадиоактивную породу, кривая ГК используется для определения содержания воды и нефти, поскольку присутствие нефти уменьшает радиоактивность породы.

3. НЕЙТРОННЫЙ КАРОТАЖ И НЕЙТРОННЫЙ ГАММА-КАРОТАЖ

Нейтронный каротаж, так же как и нейтронный гамма-каротаж, проводят с тем же оборудованием, что и ГК, с той лишь разницей, что в прибор помещают источник нейтронов с большим запасом энергии. Этот источник экранируется со стороны приемника излучения, и, кроме того, между источником и приемником создается некоторое расстояние. Индикатор излучения приспособляется либо к регистрации нейтронов с низким уровнем энергии, которые возникают в результате воздействия на породу быстрых нейтронов, или гамма-лучей, возникающих при поглощении тепловых нейтронов ядрами элементов, составляющих породу. В первом случае записывается кривая нейтронного каротажа (ННК), а во втором — нейтронного гамма-каротажа (НГК). Фактически оба метода связаны с измерением возникающей концентрации нейтронов с низким уровнем энергии (тепловых). В связи с этим все факторы, которые уменьшают энергию нейтронов, влияют на замеряемые величины при этом виде каротажа.

Замедление нейтронов. Нейтрон, обладающий высокой энергией, теряет ее при столкновениях с ядрами элементов, входящих в состав породы. При этом химические соединения элементов не играют роли. При определении потерь энергии необходимо учитывать два фактора: эффект столкновения с ядром любого элемента и вероятность такого столкновения, т. е. среднее число столкновений, которое происходит в течение некоторого отрезка времени, с ядрами каждого элемента. Хотя законы классической механики не вполне пригодны для исследования этих явлений, для наших целей они дают удовлетворительный результат. Столкновение двух масс — нейтрона и ядра — приведет к перераспределению кинетической энергии соответственно их углу встречи и относительным размерам.

При определении уменьшения энергии нейтронов следует учесть, что для нейтронов, обладающих высокой энергией (быстрых), угол встречи не играет роли, а основное значение имеет относительная масса. Причем сталкивающиеся массы (нейтрон и ядро элемента породы) обладают разной скоростью: нейтроны высокой, а ядра малой. При этом если малая масса «отскакивает» от большой массы, она сохраняет почти ту же скорость (или энергию), которую она имела до столкновения. Когда же сталкиваются две одинаковые массы, двигавшиеся с различными скоростями, может произойти как полный обмен энергиями (при лобовом столкновении), так и очень незначительный обмен энергиями или любое промежуточное значение между этими пределами.

Существует вероятность, что после столкновения одинаковые массы будут обладать одинаковыми скоростями и одинаковыми энергиями.

Массы ядер большинства элементов, входящих в состав пород, по крайней мере в 10 раз больше массы нейтрона. Столкновения с этими ядрами в очень малой степени уменьшают энергию быстрых нейтронов. Положение меняется при наличии водорода, который присутствует в пористой породе, содержащей воду, нефть или газ. Ядра водорода, обладающие большой массой, сильно замедляют быстрые нейтроны.

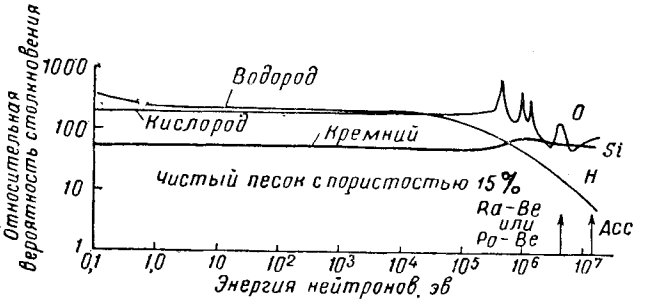


Рис. IX.54. Кривые вероятности столкновения нейтронов с ядрами различных элементов.

Вторым фактором, который влияет на ход замедления нейтронов, является вероятность столкновения с ядром любого элемента. Увеличение числа атомов какого-либо элемента в единице объема увеличивает вероятность столкновения с этим элементом. Кроме того, чем больше ядро по отношению к нейтрону или чем больше его «сечение», тем больше шансов на столкновение. Сечение ядра элемента меняется в зависимости от энергии нейтрона. Концентрация различных элементов и величины их меняющихся сечений были использованы Титманом (Tittman) [IX.144] для вычисления вероятности столкновения с различными элементами в водонасыщенных песках (рис. IX.54).

Водород является основным элементом, заставляющим нейтрон терять или рассеивать энергию. Нейтроны движутся во все стороны от источника. Причем средняя энергия нейтронов на любом заданном расстоянии от источника будет зависеть от количества присутствующего в породе водорода. Высокая концентрация водорода приводит к большим потерям энергии нейтронов непосредственно вблизи источника. Средняя скорость нейтронов замедляется, и их энергия уменьшается до тепловой. На этом этапе своего существования нейтрон перемещается в породе до тех пор, пока он не будет «захвачен» ядрами элементов породы.

Захват тепловых нейтронов. Столкновение теплового нейтрона с ядром может привести к одной из двух возможностей. Они могут взаимно оттолкнуться либо нейтрон может быть захвачен ядром, которое при этом испустит гамма-излучение с энергией, равной одной или нескольким *Мэв*. В таком случае концентрация тепловых нейтронов будет уменьшаться. Поэтому средняя продолжительность жизни тепловых нейтронов зависит от концентрации и способности к захвату различных элементов, присутствующих в породе. В пори-

стых песках или в известняках, насыщенных водой, большинство нейтронов будет захвачено ядрами водорода, при этом будет испускаться гамма-излучение. С уменьшением пористости более заметную роль начинает играть захват нейтронов ядрами элементов, входящих в состав скелета породы. Однако это явление обычно имеет место в тех случаях, когда пористость слишком мала, чтобы пласт мог иметь промышленное значение.

показания индикатора гамма-излучения. Присутствие хлора в пластовой воде не сказывается на ходе кривых, поскольку фильтрат бурового раствора вытесняет хлориды пластовой воды за пределы радиуса исследования радиоактивного каротажа.

Интерпретация. Суммарное воздействие этих факторов приводит к установлению некоторого градиента концентрации нейтронов вокруг источника быстрых нейтронов. При отсутствии водорода нейтроны теряют

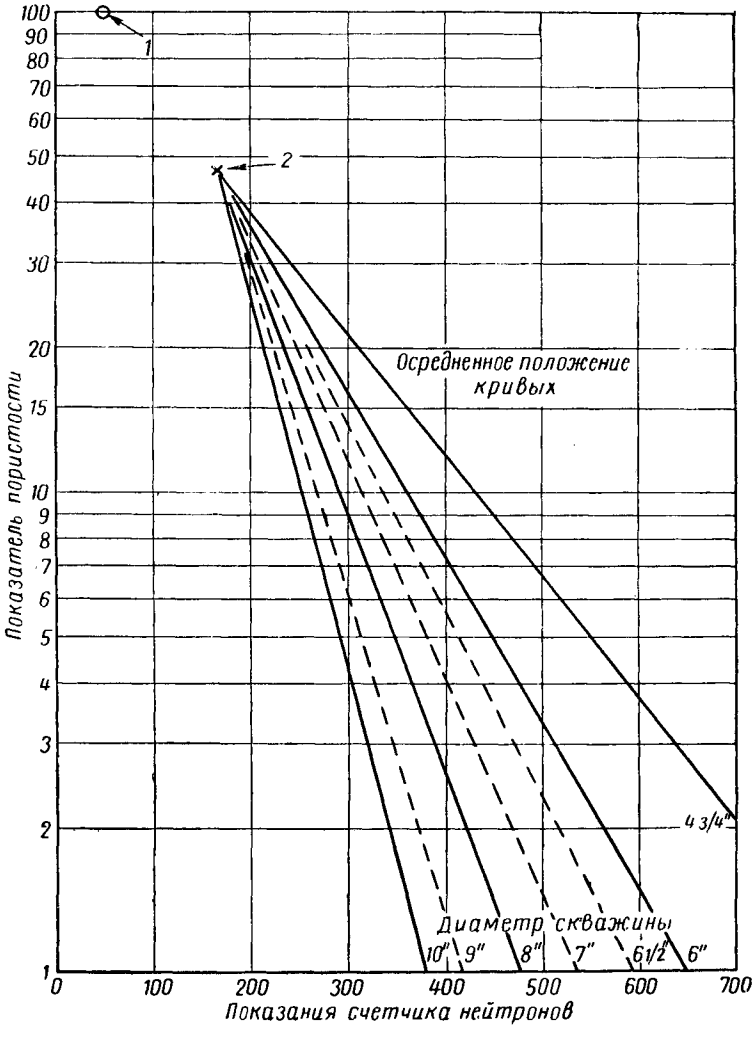


Рис. IX. 55. Палетка, характеризующая влияние диаметра скважины на показания радиоактивного каротажа.

1 — начальная точка для закрепленных скважин; *2* — начальная точка для необсаженных скважин.

Хлор является одним из элементов, содержание которого надо учитывать при радиоактивном каротаже. Хлор обычно присутствует в растворенном виде в воде. Его способность к захвату нейтрона примерно в 100 раз больше, чем у водорода. Если фильтрат бурового раствора содержит растворимых хлоридов свыше 30 частей на тысячу, показания ННК будут низкими, а НГК — высокими. Хлор уменьшает концентрацию тепловых нейтронов. Поэтому убывают показания счетчика нейтронов. Каждый захват нейтрона хлором сопровождается возникновением двух гамма-квантов, что увеличивает

энергию в малой степени и незначительно поглощаются. Поэтому быстрые нейтроны так же, как и гамма-лучи, наблюдаются на относительно больших расстояниях от источника. В пределах области, представляющей интерес, отношение логарифма концентрации водорода в породе к отсчету прибора образует прямую линию на графике. Это обстоятельство было использовано для калибровки различных снарядов радиоактивного каротажа. Концентрация водорода почти одинакова в воде и в нефти, поэтому она будет пропорциональна пористости, кроме случаев присутствия в больших количе-

ствах химически связанной воды, что имеет место в глинах и сланцах. Поэтому кривые ННК и НГК могут быть использованы для определения пористости и относительного сопротивления.

Присутствие бурового раствора между прибором и стенкой скважины, содержащего водород в большом количестве, не только влияет на отсчеты, но и снижает чувствительность прибора к определению пористости, поскольку частично ослабляется воздействие самой породы (рис. IX. 55). Различие между имеющимися тремя линиями связано с увеличением количества раствора, окружающего прибор в скважинах большого диаметра. Если прибор будет строго центрирован по оси скважины, то воздействие породы будет усилено. Однако, хотя устройства, обеспечивающие примыкание прибора к стенке скважины, отсутствуют, считается, что он не примыкает к стенке. Наличие в буровом растворе хлоридов в растворенном состоянии равносильно увеличению диаметра скважины.

Обсадная колонна снижает показания прибора, но не оказывает существенного влияния на его чувствительность. Наличие цемента уменьшает показания, а также снижает чувствительность.

Как это приведено на рис. IX. 55, зависимость между логарифмом концентрации водорода или пористости и показаниями прибора выражается прямой линией в пределах области значений пористости, представляющей промышленный интерес. В связи с этим строят экспериментальные кривые для отдельных нефтегазовых площадей путем сравнения в отдельных скважинах показаний радиоактивного излучения искомых пластов с пластами с заведомо известной пористостью менее 1%. Затем, пользуясь кривой, аналогичной кривой на рис. IX. 55, определяют пористость и водонасыщенность.

Заключение

Электрический и радиоактивный каротаж может быть использован для изучения стратиграфии, количественных определений содержания флюидов и выявления пористых и проницаемых зон.

Установлена зависимость между ПС и истинным сопротивлением породы в зонах, находящихся под воздействием бурового раствора и вне их, и зависимость между пористостью и водонасыщенностью. Трудности количественной интерпретации кривых заключаются в преобразовании наблюденных величин в электрические характеристики собственно породы и исключении при этом влияния различных факторов. В большинстве случаев это достигается сочетанием показаний нескольких видов каротажа, что позволяет осуществить уверенные количественные определения пористости и флюидонасыщенности.

ГЛАВА X

УСТАНОВИВШАЯСЯ И НЕУСТАНОВИВШАЯСЯ ФИЛЬТРАЦИЯ ГАЗА

Течение газа через пористую среду можно рассматривать как установившееся, когда условия фильтрации со временем не изменяются, или неустановившееся, когда условия со временем изменяются. Падение давления в газовом месторождении при отборе газа является неустановившимся процессом.

Однако при определенных условиях формулы для установившегося течения можно применять и для расчета неустановившегося течения. Такие условия могут существовать при течении газа в зонах, прилегающих к забоям продуктивных скважин, или при работе скважины, которая, как говорят, «стабилизировалась».

Большой материал по установившемуся и неустановившемуся течению дан в двух книгах Маскета (Muskat) [I. 11, I. 12]. Работы Ван Эвердингена и Херста (Van Everdingen and Hurst) [X. 27], Ароновского, Дженкинса (Aronofsky, Jenkins) и других [X. 1—X. 5, X. 19, X. X], Писмена, Ричфорда (Peaceman, Rahford) и других [VII. 6, X. 14] и Мак Робертса (Mac Roberts) [X. 21] вместе с книгами Маскета являются основными источниками материала данной главы. Дальнейшее развитие подобных работ дано в трудах Чатаса (Chatas) [X. 7], Меттхьюса, Бронса и Хазебрука (Matthews, Brons and Hazebroek) [X. 22], Корнелла и Катца (Cornella and Katz) [II. 42, X. 11], Джанисека и Катца (Janicek and Katz) [X. 18] и Уаррена (Warren) [X. 28].

На рис. X. 1, *б* дано схематическое изображение скважины, дренирующей пласт ограниченной протяженности и пласт достаточно больших размеров, во всяком случае чтобы считать его бесконечным по протяженности (рис. X. 1, *а*). Изменение давления в скважине вызывает радиальное течение газа в пласте по направлению к скважине или от нее в зависимости от того, уменьшилось или увеличилось давление в скважине.

На рис. X. 2 приведены кривые, характеризующие изменение дебита скважины, работающей при постоянном давлении на забое, или изменение забойного давления при работе с постоянным дебитом газа для установившегося и неустановившегося течения.

В высокопроницаемых пластах характер течения обычно приближается к установившемуся. В малопроницаемых пластах характер течения ближе к неустановившемуся. Степень приближения характера течения к установившемуся или неустановившемуся режиму

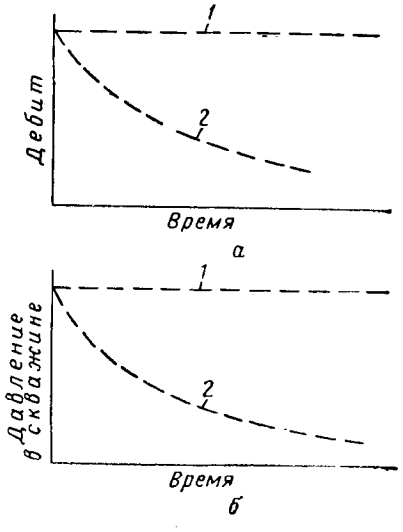


Рис. X. 2. Примеры установившегося и неустановившегося состояния.

а — случай, когда на скважине поддерживается постоянное давление; *б* — случай, когда скважина работает с постоянным дебитом. *1* — установившееся состояние; *2* — неустановившееся состояние.

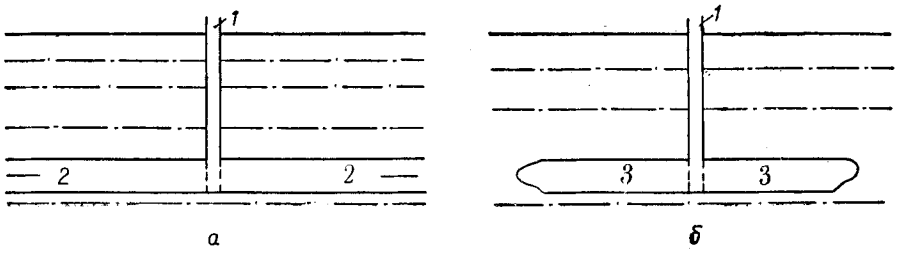


Рис. X. 1. Скважина, дренирующая ограниченный (закрытый) и бесконечный пласт.

1 — скважина; *2* — пласт, простирающийся до бесконечности; *3* — ограниченный продуктивный пласт.

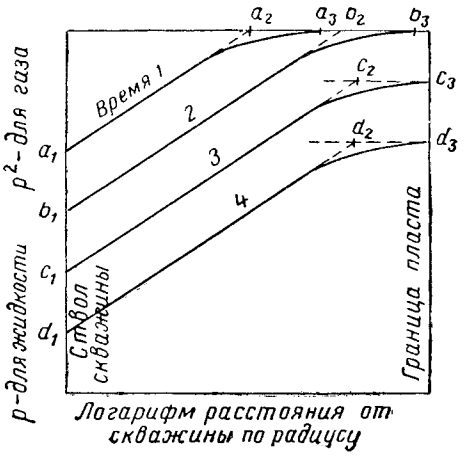


Рис. X. 3. Изменение давления в пласте на разные моменты времени.

определяется, кроме проницаемости, и по другим параметрам пласта, которые будут рассматриваться ниже.

Общий характер распределения давления в пласте при неустановившемся течении к единичной скважине, эксплуатируемой с постоянным дебитом, показан на рис. X. 3. При установившемся течении изменение градиента давления в выбранных координатах (p для жидкостей или p^2 для газов в зависимости от логарифма расстояния) изображается прямой линией. При неустановившемся течении прямолинейным является лишь участок кривой, соответствующий распределению давления вблизи скважины. На достаточно большом удалении от скважины наклон кривой постепенно изменяется и кривая стремится к горизонтальной линии, соответствующей максимальному давлению в пласте. Граница зоны, в которой градиент давления не равен нулю, со временем перемещается по пласту от скважины до тех пор, пока не достигнет границы пласта. Начиная с этого момента, пластовое давление снижается повсеместно, а распространение воронки депрессии прекращается. Рассмотрим вначале вывод формул для установившегося течения, а затем и для неустановившегося.

§ 1. УРАВНЕНИЯ УСТАНОВИВШЕГОСЯ ТЕЧЕНИЯ

Уравнения установившегося течения выводятся из закона Дарси, выражающегося для случая течения вязких жидкостей уравнением (II. I). Уравнение для случая радиального течения интегрируется по переменной площади фильтрации. При высоких скоростях течения существенную роль начинает играть отклонение от закона Дарси. Поэтому для условий пласта необходимо пользоваться формулой, учитывающей как отклонение от закона Дарси, так и радиальный характер течения.

1. РАДИАЛЬНОЕ ТЕЧЕНИЕ ГАЗА ПО ЗАКОНУ ДАРСИ

Радиальное течение, которое можно наблюдать при фильтрации газа к продуктивной скважине или от нагнетательной скважины, схематически изображено на рис. X. 4. Площадь сечения, через которую фильтруется газ, при радиальном течении — величина переменная,

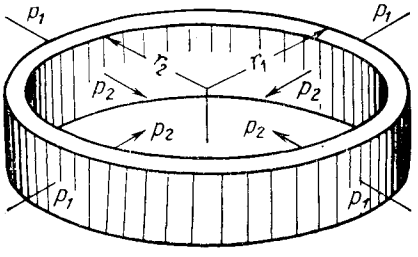


Рис. X. 4. Схема радиального течения.

и это должно учитываться при интегрировании уравнения (II. 1). Выразим площадь сечения $A=2\pi rh$, где r — радиус в *м* и h — мощность пласта в *м*. Для случая радиального течения газа уравнение (II. 1) принимает вид:

$$Q=\frac{4{,}67\pi hkp\,(\pm\,dp)^1}{zT\mu dr/r}, \qquad (X.\,1)$$

где h — мощность пласта в *м*; k — проницаемость в *мд*; p — абсолютное давление в *ат*; z — коэффициент сжимаемости; T — абсолютная температура фильтрующегося газа в °К; μ — вязкость газа в *сп*; Q — дебит газа, приведенный к абсолютному давлению $p=1{,}033$ *ат* и 15,5° С в *м³/сутки*.

Интегрируя уравнение радиального потока для постоянных значений k, T, h, μ, z, получим

$$Q=\pm\frac{7{,}32hk\left(p_1^2-p_2^2\right)^1}{zT\mu\,\ln\left(r_1/r_2\right)}. \qquad (X.\,2)$$

Эти единицы измерения в дальнейшем применяются в качестве «промысловых» единиц при расчетах фильтрации газа. Выражение $\ln(r_1/r_2)$ представляет собой натуральный логарифм отношения радиусов, измеренных от центра ствола скважины. Когда газ течет из пласта в скважину, индекс 1 относится к точке в пласте, а индекс 2 к точке на стенке ствола скважины. Если, наоборот, газ нагнетается в скважину и фильтруется в пласт, индекс 1 соответствует точке на стенке скважины, а индекс 2 — точке в пласте на некотором удалении от скважины.

Пример

При осуществлении сайклинг-процесса в газоконденсатный пласт нагнетается 141 500 *м³/сутки* газа удельного веса 0,6. Пласт имеет следующие параметры: $h=6$ *м*; $k=60$ *мд*; $T=358°$ К. Радиус скважины $r_c=0{,}1$ *м*.

Абсолютное давление нагнетания на забое скважины равно 161,69 *ат*. Рассчитать давление в точке пласта на удалении 15,25 *м* от центра скважины, принимая, что имеет место радиальное установившееся течение газа по закону Дарси.

Решение

Необходимо задаться давлением в пласте для определения значения вязкости и коэффициента сжимаемости газа. Принимаем $p=157{,}5$ *абс. ат*.

Псевдокритическое абсолютное давление $p_c=48$ *ат*; псевдоприведенное давление $p_r=3{,}35$.

Псевдокритическая температура $T_c=198{,}5°$ К; псевдоприведенная температура $T_r=1{,}803$.

По графику на рис. IV. 16 $z=0{,}893$; $\mu=0{,}017$ *спз*.

[1] Знак «—» при dp соответствует случаю нагнетания газа, а знак «+» отбору газа из пласта. Следует заметить, что в процессе эксплуатации — dr выражает приращение расстояния. Кроме того, $\ln(r_2/r_1)=\ln(r_1/r_2)$.

$$p_2^2 = 161{,}69^2 - \frac{141500 \times 0{,}893 \times 358 \times 0{,}017 \times 5{,}01}{7{,}39 \times 6 \times 60} =$$

$$= 26144 - 1448 = 24696.$$

$p_2 = 157{,}15$ *абс. ат* при удалении от оси скважины на 15,25 *м*.

2. РАДИАЛЬНОЕ ТЕЧЕНИЕ ЖИДКОСТИ ПО ЗАКОНУ ДАРСИ

Формула для радиального течения жидкости выводится подобно формуле для газа и имеет вид:

$$Q = \frac{0{,}05238\ hk\ (p_1 - p_2)}{\mu \ln (r_1/r_2)}, \qquad (X.\ 3)$$

где Q — дебит жидкости в *м³/сутки*; h — мощность пласта в *м*; k — проницаемость пласта в *мд*; p — абсолютное давление в *ат*; μ — вязкость жидкости в *сп*; r — радиус в *м*. Индекс 1 относится к пласту, индекс 2 — к стволу скважины.

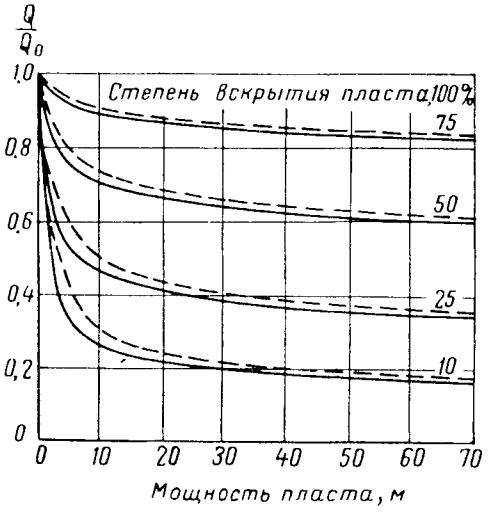


Рис. X. 5. Поправка дебита для скважин, не полностью вскрывших продуктивный пласт [I. 12].

Уравнения (X. 2) и (X. 3) справедливы для случая, когда скважина вскрывает всю мощность продуктивного пласта. Маскет [I. 12] дает диаграмму (рис. X. 5), по которой находится поправка для дебита, когда скважина вскрывает лишь часть мощности продуктивного пласта. На этой диаграмме Q/Q_0 представляет собой отношение производительности скважины, частично вскрывшей пласт, к производительности скважины, полностью вскрывшей этот же пласт. Сплошными линиями показаны кривые для случая, когда радиус скважины равен 0,076 *м*, а пунктирными — для радиуса скважины 0,152 *м*. Расстояние до границы пласта во всех случаях принято равным 200 *м*.

3. ТЕЧЕНИЕ ГАЗА ПО ДВУЧЛЕННОМУ ЗАКОНУ

Формула для выражения прямолинейного течения (II. 14) по двучленному закону может быть выражена в общепринятых промысловых единицах измерения:

$$\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} = \frac{0{,}857 z T \mu Q}{Ak} + \frac{1{,}295 \times 10^{-4} z T \gamma Q^2 \beta}{A^2}. \qquad (X.\ 4)$$

Таким же образом уравнение (II. 11) может быть преобразовано для радиального течения газа:

$$p_1^2 - p_2^2 = \frac{0{,}136 \mu z T Q \ln (r_1/r_2)}{hk} +$$

$$+ \frac{3{,}038 \times 10^{-17}\ \beta \gamma Q^2 z T}{h^2} \left(\frac{1}{r_2} - \frac{1}{r_1}\right). \qquad (X.\ 5)$$

Единицы измерения величин, входящих в уравнения (X. 4) и (X. 5), те же, что и в уравнении (X. 2). Кроме того, здесь γ — удельный вес газа; β — коэффициент *1/см*. Определяется он по лабораторным исследованиям или из графика (рис. II. 23).

Уравнение (X. 5) применяется для расчета градиента давления при радиальном течении газа в зоне, прилегающей к забою продуктивной или нагнетательной скважины, Еленбаас и Катц (Elenbaas and Katz) [X. 15] вывели формулу для течения при отклонении от закона Дарси в несцементированной пористой среде, учитывающую коэффициенты трения для зерен песка.

Пример

По имеющимся данным о газовой скважине вычислить эффективную проницаемость эксплуатируемого песчаника.

Радиус скважины равен 0,15 *м*, расстояние до соседней закрытой скважины 137 *м*, мощность газоносного пласта 8,85 *м*, мощность пласта, вскрытая скважиной, 3,35 *м*.

При исследовании на приток дебит скважины равнялся 1 100 000 *м³/сутки*. Давление на забое скважины p_2 равнялось 49,58 *ат*. Давление в пласте вблизи скважины 50,82 *ат*. Температура газа в пласте 17,2° С. Удельный вес газа 0,6. Для решения уравнения (X. 5) обычным способом определяют коэффициент сжимаемости. Коэффициент сжимаемости оказался равным 0,892. Вязкость газа по графику на рис. IV. 107 равна 0,0117 *спз*. Тот факт, что скважина не полностью вскрывает пласт, означает, что ее дебит будет существенно меньше дебита скважины, совершенной по степени вскрытия. Согласно графику на рис. X. 5 дебит газа данной скважины составит лишь 62% дебита скважины, полностью вскрывшей пласт. 62% от 8,85 *м* составляет 5,5 *м*. Следовательно, эквивалентная мощность пласта $h = 5{,}5$ *м*.

Решение

Решая уравнение (X. 5) относительно k и оставляя в качестве неизвестного, так как β в свою очередь зависит от k, получим

$$50{,}82^2 - 49{,}58^2 = \frac{0{,}1365 \times 0{,}117 \times 0{,}892 \times}{5{,}5}$$

$$\frac{\times\ 290{,}2 \cdot 1\,100\,000\,(137/0{,}15)}{5{,}5} +$$

$$+ \frac{3{,}038 \times 10^{-17} \beta \times 0{,}6\,(1\,100\,000)^2\, 0{,}892 \times 290{,}2}{5{,}5^2} \times$$

$$\times \left(\frac{1}{0{,}15} - \frac{1}{137}\right),$$

$$124{,}49 = \frac{563\,697}{k} + 12560 \times 10^{-7} \beta.$$

или

$$k = \frac{563697}{124{,}49 - 12560 \times 10^{-7} \beta}.$$

Если пренебрежем β, что эквивалентно тому, что течение принимается по закону Дарси, то $k = 563697/124{,}49 = 4528$ *мд*.

Из графика рис. II. 23 для $k = 4528$ *мд* $\beta = 1{,}87 \times 10^4$ *1/см*. Подставляя это значение β в уравнение для определения k, получим

$$k = \frac{563\,697}{124{,}49 - 23{,}49} = 5570\ \text{мд}.$$

§ 2. НЕУСТАНОВИВШЕЕСЯ ТЕЧЕНИЕ

При установившемся течении количество жидкости (или газа) в пределах данного потока остается неизменным. При неустановившемся течении количество вещества, входящего в какой-то элемент объема пористой среды, может отличаться от количества вещества, выходящего из этого элемента. Следовательно, содержание жидкости в пористой среде со временем изменяется. Такие изменения количества жидкости в пористой среде возможны благодаря сжимаемости жидкости. Отсюда для выражения неустановившегося течения необходимо ввести дополнительные переменные, кроме тех, которые уже использовались для выражения установившегося течения: время, пористость пласта и сжимаемость жидкости. Пористость пласта является мерой способности пористой среды вмещать (содержать) жидкость. Сжимаемость определяет изменение содержания жидкости с изменением давления.

Решение задач неустановившегося течения обычно осуществляется по следующей методике.

1. Составляется уравнение материального баланса, учитывающее массу добытой (нагнетаемой) и остающейся в пласте жидкости, для рассматриваемой геометрии потока. Это уравнение называется уравнением неразрывности.

2. Уравнение неразрывности комбинируется с уравнением, описывающим движение жидкости, с уравнением, учитывающим изменение плотности в зависимости от температуры и давления. В результате получается уравнение течения в частных производных. В качестве уравнения движения жидкости обычно берется закон Дарси.

3. Математически формулируются граничные условия, которые устанавливают отсутствие фильтрации через непроницаемые границы системы, определяют скорость нагнетания или отбора жидкости (или газа), указывают характер распределения начального и текущего давления и т. д.

4. Решается уравнение в частных производных при заданных граничных условиях с целью получения формулы, пригодной для инженерных расчетов.

Для большинства инженерных расчетов нет никакой необходимости каждый раз придерживаться данной методики. Для определения дебита или падения давления можно применять полные решения задачи данного типа. При этом трудности будут не больше, чем при решении задач установившегося течения. Большинство инженерных задач можно решать с применением готовых решений, представленных в форме рабочих диаграмм или таблиц. Только в тех случаях, когда решается задача совершенно нового типа, необходимо следовать приведенной выше методике, используя геометрию системы и граничные условия, которые соответствуют новой задаче. Поэтому имеет смысл привести полный вывод уравнений, чтобы инженер был подготовлен для решения новой задачи. Кроме того, знание вывода уравнения дает более полное представление о преимуществах и недостатках рабочих диаграмм.

1. УРАВНЕНИЕ НЕРАЗРЫВНОСТИ

Уравнение неразрывности можно вывести, рассматривая входящий и выходящий поток из малого элемента объема. Такой поток лучше всего выражать как массу в единицу времени. Разность количества жидкости, вошедшей в элемент и вышедшей из него, составляет приращение массы в объеме элемента за некоторое время:

$$\text{вошло} - \text{вышло} = \text{приращение}. \qquad (X, 6)$$

Уравнение неразрывности вначале будет выводиться для общего случая трехмерного потока, а затем для радиального потока, следуя методике Стритера (Streter) [X. 26а].

Рассматривая случай трехмерного потока (рис. X. 6, *а*) возьмем элемент объема, имеющий стороны длиной Δx, Δy и Δz в системе координат x, y и z. u, v и w — скорости соответственно в направлениях, x, y и z, рассматриваемые в центре элемента. Эти скорости определяются площадью поперечного сечения потока без учета пористости среды. Плотность жидкости в центре элемента равна ρ.

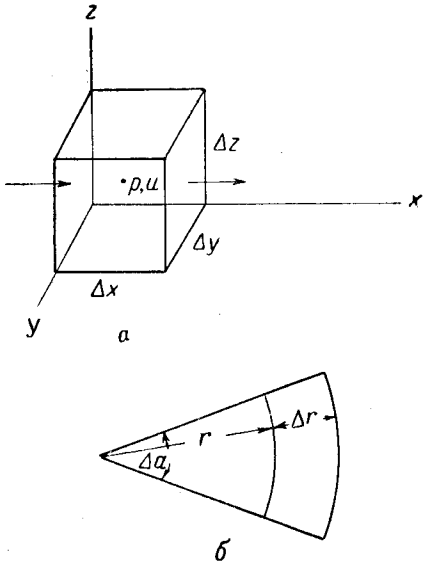


Рис. X. 6. Элемент объема, которым пользуются при выводе уравнения неразрывности.

а — линейное течение; *б* — радиальное течение.

В направлении x скорость потока, входящего в элемент объема с левой стороны, равна $[u - \partial u/\partial x \Delta x/2]$. Скорость потока, выходящего из элемента с правой стороны, равна $[u + \partial u/\partial x \Delta x/2]$. Подобным же образом плотность жидкости у левой грани элемента равна $[\rho - \partial\rho/\partial x \Delta x/2]$ и плотность у правой грани $[\rho + \partial\rho/\partial x \times \times \Delta x/2]$. Площадь каждой грани равна $\Delta y \Delta z$.

Массовая скорость при течении через любую грань равна произведению скорости на плотность и на площадь. Соответственно массовая скорость потока в направлении x у левой грани равна

$$\left[u - \left(\frac{\partial u}{\partial x}\right)\left(\frac{\Delta x}{2}\right)\right]\left[\rho - \left(\frac{\partial \rho}{\partial x}\right)\left(\frac{\Delta x}{2}\right)\right](\Delta y \Delta z),$$

а массовая скорость потока в направлении x у правой грани равна

$$\left[u + \left(\frac{\partial u}{\partial x}\right)\left(\frac{\Delta x}{2}\right)\right]\left[\rho + \left(\frac{\partial \rho}{\partial x}\right)\left(\frac{\Delta x}{2}\right)\right](\Delta y \Delta z).$$

Результирующая скорость потока в элементарном объеме в направлении x находится перемножением приведенных выше выражений. Пренебрегая членами, со-

держащими Δx в квадрате, вычитая скорость на выходе из скорости на входе и учитывая, что

$$d(\rho u) = \rho du + u d\rho, \qquad (X.7)$$

получаем следующее уравнение:

$$\text{на входе} - \text{на выходе} = -\Delta x \Delta y \Delta z \left[\frac{\partial(\rho u)}{\partial x}\right]. \qquad (X.8)$$

Подобным образом результирующие массовые скорости потока в элементарном объеме в направлениях y и z соответственно выражаются

$$-\Delta x \Delta y \Delta z \left[\frac{\partial(\rho v)}{\partial y}\right] \quad \text{и} \quad -\Delta x \Delta y \Delta z \left[\frac{\partial(\rho w)}{\partial z}\right].$$

Накопление жидкости в пределах элементарного объема выражается также в единицах массовой скорости потока. Это накопление происходит благодаря изменению плотности жидкости во времени в элементарном объеме и выражается в виде

$$\Phi \Delta x \Delta y \Delta z \left(\frac{\partial \rho}{\partial t}\right),$$

где Φ — пористость среды (в долях единицы) а t — время.

Полагая, что разность входящего и выходящего потоков в элементарном объеме равна накоплению, и исключая $\Delta x \Delta y \Delta z$, получим уравнение неразрывности

$$\frac{\partial(\rho u)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho v)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w)}{\partial z} = -\Phi\left(\frac{\partial \rho}{\partial t}\right). \qquad (X.9)$$

При выводе уравнения неразрывности не делалось никаких допущений.

Для случая радиального течения уравнение неразрывности выводится подобным же способом. Элементарный объем показан на рис. X. 6, *б*. Течение существует только в радиальном направлении со скоростью, обозначаемой u. Объем элемента ограничивается окружностями радиусом r и $r+\Delta r$ и углом $\Delta\alpha$. Высоту элемента можно считать равной h и пористость Φ.

Массовая скорость течения на входе в элемент равна

$$\left[u - \left(\frac{\partial u}{\partial r}\right)\left(\frac{\Delta r}{2}\right)\right](rh\Delta\alpha)\left[\rho - \left(\frac{\partial \rho}{\partial r}\right)\left(\frac{\Delta r}{2}\right)\right],$$

а на выходе из элемента

$$\left[u + \left(\frac{\partial}{\partial r}\right)\left(\frac{\Delta r}{2}\right)\right][(r+\Delta r)\, h\Delta\alpha]\left[\rho + \left(\frac{\partial \rho}{\partial r}\right)\left(\frac{\Delta r}{2}\right)\right].$$

Накопление жидкости в элементе равно $\Phi r h \Delta\alpha \Delta r \dfrac{\partial \rho}{\partial t}$.

Поступая так же, как и в предыдущем случае, получим уравнение неразрывности

$$\frac{\partial(\rho u)}{\partial r} + \frac{\rho u}{r} = -\Phi\left(\frac{\partial \rho}{\partial t}\right). \qquad (X.10)$$

2. ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНЫЕ УРАВНЕНИЯ НЕУСТАНОВИВШЕГОСЯ ТЕЧЕНИЯ

В качестве иллюстрации методики, по которой получаются дифференциальные уравнения, будет рассмотрен вывод уравнения для случая неустановившегося радиального течения газа. При замене L на r в уравнении (II. 1) получим закон Дарси для случая радиального потока:

$$u = -\frac{k}{\mu}\frac{\partial p}{\partial r}. \qquad (X.11)$$

Закон Дарси можно комбинировать с уравнением неразрывности для радиального потока (X. 10). Путем прямой подстановки получим

$$\rho\frac{\partial^2 p}{\partial r^2} + \frac{\partial p}{\partial r}\frac{\partial \rho}{\partial r} + \frac{\rho \partial p}{r \partial r} = \frac{\mu\Phi}{k}\frac{\partial \rho}{\partial t}. \qquad (X.12)$$

В уравнение (X. 12) входят четыре переменные p, r, t и ρ. Одна из переменных должна быть исключена. Путем введения уравнения, выражающего плотность газа, можно исключить плотность ρ:

$$\rho = \frac{Mp}{zRT}, \qquad (X.13)$$

где M — молекулярный вес или удельный вес газа, умноженный на 29; R — газовая постоянная; T — абсолютная температура; z — коэффициент сжимаемости. Газовая постоянная r имеет значение 0,082055 (табл. IV. 1) при плотности в *кг/м*³, давлении в абс. *ат* и температуре в °К.

Комбинируя уравнения (X. 12) и (X. 13) с целью исключения плотности газа, получим уравнение радиального неустановившегося течения газа

$$\frac{\partial^2 p^2}{\partial r^2} + \frac{1}{r}\frac{\partial p^2}{\partial r} = \frac{\mu\Phi}{kp}\frac{\partial p^2}{\partial t}. \qquad (X.14)$$

При выводе уравнения (X. 14) использовалось общее математическое соотношение

$$\frac{1}{2}\frac{\partial^2 p^2}{\partial r^2} = p\frac{\partial^2 p}{\partial r^2} + \left(\frac{\partial p}{\partial r}\right)^2. \qquad (X.15)$$

При выводе уравнения (X. 14) и во время его применения следует помнить допущения, что μ, k, z и T являются постоянными, поэтому закон Дарси применим.

Уравнения в частных производных для других специфичных случаев неустановившегося течения могут быть выведены таким же путем, как для газа, так и для жидкости при линейном или радиальном течении. В табл. X. 1 приведено несколько таких уравнений, причем вывод уравнений для жидкости основан на выражении плотности в виде

$$\rho = \rho_0 e^{C(p - p_0)}, \qquad (X.16)$$

где ρ_0 — плотность при некотором стандартном давлении p_0; C — постоянная, имеющая размерность $1/ат$; p — давление, при котором определяется плотность.

Большинство расчетов неустановившегося течения жидкостей производится по уравнениям с одним дополнительным допущением, заключающимся в том, что таким выражением, как $C\left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)^2$ или $C\left(\frac{\partial p}{\partial r}\right)^2$, пренебрегается. Для малосжимаемых жидкостей это допущение, по-видимому, является вполне удовлетворительным.

3. БЕЗРАЗМЕРНЫЕ ПАРАМЕТРЫ В УРАВНЕНИЯХ НЕУСТАНОВИВШЕГОСЯ ТЕЧЕНИЯ

При решении задач неустановившегося течения можно сделать большие упрощения, применяя безразмерные параметры. Показать в явной форме влияние на характер неустановившегося течения в пласте отдельных переменных (проницаемость, пористость, вязкость, скорость течения, давления, время и др.) невозможно. С другой стороны, указанные переменные могут группироваться вместе в виде нескольких безразмерных параметров, которыми легко пользоваться и которые дают простые соотношения между собой.

В табл. X. 2 приведены несколько наиболее распространенных безразмерных параметров. Самым важным из них является безразмерное время t_D. Расстояние, на

Таблица X. 1

Уравнения неустановившегося течения

Фаза	Уравнение для выражения плотности фазы	Геометрия системы, течение	Уравнение неразрывности	Уравнения неустановившегося течения для ламинарного режима
Газ	$\rho = Mp/zRT$	Линейное	$\frac{\partial(\rho u)}{\partial x} = -\Phi\frac{\partial\rho}{\partial t}$	$\frac{\partial^2 p^2}{\partial x^2} = \frac{\mu\Phi}{kp}\cdot\frac{\partial p^2}{\partial t}$ (X. 17)
Жидкость	$\rho = \rho_0 e^{C(p-p_0)}$	Линейное	$\frac{\partial(\rho u)}{\partial x} = -\Phi\frac{\partial\rho}{\partial t}$	$\frac{\partial^2 p}{\partial x^2} + C\left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)^2 = \frac{\Phi\mu C}{k}\frac{\partial p}{\partial t}$ (X. 18)
Малосжимаемая жидкость	$\rho = \rho_0 e^{C(p-p_0)}$*	Линейное	$\frac{\partial(\rho u)}{\partial x} = -\Phi\frac{\partial\rho}{\partial t}$	$\frac{\partial^2 p}{\partial x^2} = \frac{\mu C}{k}\frac{\partial p}{\partial t}$ (X. 19)
Газ	$\rho = Mp/zRT$	Радиальное	$\frac{\partial(\rho u)}{\partial r} + \frac{\rho u}{r} = \Phi\frac{\partial\rho}{\partial t}$	$\frac{\partial^2 p^2}{\partial r^2} + \frac{1}{r}\frac{\partial p^2}{\partial r} = \frac{\Phi\mu}{kp}\frac{\partial p}{\partial t}$ (X. 14)
Жидкость	$\rho = \rho_0 e^{C(p-p_0)}$	Радиальное	$\frac{\partial(\rho u)}{\partial r} + \frac{\rho u}{r} = -\Phi\frac{\partial p}{\partial t}$	$\frac{\partial^2 p}{\partial r^2} + C\left(\frac{\partial p}{\partial r}\right)^2 + \frac{1}{r}\frac{\partial p}{\partial r} = \frac{\Phi C\mu}{K}\frac{\partial p}{\partial t}$ (X. 20)
Малосжимаемая жидкость	$\rho = \rho_0 e^{C(p-p_0)}$**	Радиальное	$\frac{\partial(\rho u)}{\partial r} + \frac{\rho u}{r} = \Phi\frac{\partial p}{\partial t}$	$\frac{\partial^2 p}{\partial r^2} + \frac{1}{r}\frac{\partial p}{\partial r} = \frac{\Phi C\mu}{k}\frac{\partial p}{\partial t}$ (X. 21)

* $-C(\partial p/\partial x)^2$ мало и им пренебрегается.
** $-C(\partial p/\partial r)^2$ мало и им пренебрегается.

Таблица X. 2

Безразмерные параметры, применяемые при расчетах неустановившегося течения

Название параметра	Обозначение	Безразмерный параметр в промысловых единицах	
		течение жидкости	течение газа
Безразмерное время (одномерное течение)	t_D	$\frac{0{,}000348kt}{\mu C\Phi x^2}$	$\frac{0{,}000348ktp}{\mu\Phi x^2}$
Безразмерное время (радиальное течение)	t_D	$\frac{0{,}000348kt}{\mu C\Phi r^2}$	$\frac{0{,}000348ktp}{\mu\Phi r^2}$
Безразмерное расстояние по радиусу	R	$\frac{r}{r_c}$ или $\frac{r}{r_к}$	$\frac{r}{r_c}$ или $\frac{r}{r_к}$
Безразмерное отношение давлений	—	$p/p_п$ $p - p_п/p_п$ $p - p_п/p_к - p_п$	$(p/p_п)^2$ $(p^2 - p_п^2)/p_п^2$ $(p^2 - p_п^2)(p_к^2 - p_п^2)$

Продолжение табл. X. 2

Название параметра	Обозначение	Безразмерный параметр в промысловых единицах	
		течение жидкости	течение газа
Безразмерное изменение давления	p_t	В зависимости от постановки задачи	Изменяется в зависимости от постановки задачи
Безразмерная общая добыча	Q_t	То же	То же
Безразмерный дебит (одномерное течение)	m	$\frac{120\mu Q}{hkp_п}$	$\frac{0{,}856\mu zTQ}{hkp_п^2}$
Безразмерный дебит (радиальное течение)	m	$\frac{19{,}1\mu Q}{hkp_п}$	$\frac{0{,}1365\mu zTQ}{hkp_п^2}$

котором проявляется неустановившееся течение в пласте, зависит от безразмерного времени. Безразмерный дебит m представляет собой наклон градиента давления при неустановившемся течении, как это следует из уравнения (X. 3) или (X. 5), что показано на рис. X. 3. В табл. X. 2 приведено несколько безразмерных отноше-

ний давления. Они включают отношения текущего давления p к начальному давлению пласта $p_п$, разности давления $p-p_п$ к пластовому давлению $p_п$ и разность давлений $p-p_п$ к максимально возможной разности давлений $p_к-p_п$, где $p_к$ — постоянное внешнее давление. Для случая течения газа применяются квадраты давления, как и в формулах установившегося течения.

При решении задач неустановившегося течения часто применяется член, выражающий безразмерное изменение давления P_t для случая постоянного дебита, или член, выражающий безразмерную добычу Q_t для случая эксплуатации с постоянным рабочим давлением. Значения p_t были найдены для нескольких типов задач и для любого значения безразмерного времени. Этот член позволяет вычислить падение давления при пуске скважины или возрастание давления при нагнетании. Подобным образом член Q_t, выражающий безразмерную добычу, можно применять в расчетах количественного определения добычи для ряда типов промысловых задач.

Различные авторы при решении подобных задач применяли другие безразмерные параметры.

Применение таких видов безразмерных параметров имеет свои преимущества в некоторых типах расчетов. Тем не менее необходимость общих безразмерных параметров не вызывает сомнения. Поэтому безразмерные параметры, применяемые различными авторами, будут выражаться всякий раз, когда это возможно, с помощью общих безразмерных параметров, приведенных в табл. X. 2.

Следует стремиться представлять процесс при течении жидкости или газа, пользуясь безразмерными параметрами, а не отдельными переменными. Например, при течении газа расстояние, на которое распространяется возмущение в пласте, зависящее от безразмерного времени, помимо времени, определяется пластовым давлением и вязкостью газа.

4. ОБЩИЕ ПРЕДСТАВЛЕНИЯ О РАДИУСЕ ДРЕНИРОВАНИЯ

Радиус дренирования работающей скважины используется не только для более наглядной характеристики поведения пласта, но и при формулировке математического решения задач неустановившегося течения. Для различных целей имеется несколько определений этого радиуса. В общем термин «радиус дренирования» обозначает расстояние, в пределах которого жидкость движется по направлению к продуктивной скважине.

Теория утверждает, что любое изменение давления в скважине мгновенно создает возмущения, по крайней мере бесконечно малые на протяжении всего пласта. Следовательно, в строгом смысле слова радиус дренирования является радиусом всего продуктивного пласта, от которого может осуществляться фильтрация к скважине. Однако, учитывая, что могут быть лишь бесконечно малые изменения давления, такое определение не всегда полезно и им редко пользуются.

Более важным является определение установившегося радиуса дренирования или кажущегося радиуса дренирования.

При данных рабочем давлении, пластовом давлении, дебите, характеристике пласта и свойствах газа для вычисления радиуса, в пределах которого жидкость в пласте, по-видимому, течет по направлению к скважине, можно воспользоваться формулой установившегося радиального течения. Вся движущаяся по пласту жидкость высвобождается за счет изменения давления в пределах этого кажущегося радиуса дренирования. Кажущийся радиус дренирования вычисляется экстраполяцией прямолинейного участка кривой градиента давления вблизи забоя скважины до максимального пластового давления (рис. X. 3): точки a_2, b_2, c_2 и d_2 соответствуют значению установившегося или кажущегося радиуса дренирования для различных четырех моментов времени.

Другим определением является определение эффективного радиуса дренирования $r_{эф}$. Точки a_3, b_3, c_3 и d_3 на рис. X. 3 соответствуют значениям такого эффективного радиуса. Эффективный радиус дренирования больше установившегося радиуса дренирования. Однако очень незначительные изменения давления происходят и за пределами эффективного радиуса дренирования. После достижения границы продуктивной части пласта эффективный радиус дренирования становится тем же самым, что и радиус продуктивной части пласта. Более точное определение эффективного радиуса дренирования будет дано ниже.

Перемещение радиуса дренирования является очень важным моментом в поведении пласта. Установившийся и эффективный радиусы дренирования увеличиваются, в то время как скважина работает с постоянным дебитом и эффективный радиус еще не достиг границ пласта. Однако это увеличение радиуса дренирования, естественно, прекращается, когда достигается граница продуктивной части пласта. В течение перемещения радиуса дренирования работа скважины, как говорят, не стабилизирована, а когда перемещение его прекращается, то работа скважины стабилизируется, хотя в обоих случаях течение газа имеет неустановившийся характер. Эти термины будут рассмотрены в дальнейшем при определении характеристик поведения скважины.

5. МЕТОДЫ РЕШЕНИЯ УРАВНЕНИЙ НЕУСТАНОВИВШЕГОСЯ ТЕЧЕНИЯ

Для решения различных уравнений неустановившегося течения, приведенных в табл. X. 1, имеется несколько методов.

Эти методы включают следующее.

1. Точные решения.
2. Аналитические решения с одним или более упрощающими допущениями.
3. Приближенные решения:

а) численные решения;

б) графические решения;

в) решения, полученные на электронных цифровых машинах.

4. Решения с использованием вычислительных устройств, основанных на принципе аналогии (пневматической, электрической, электронной).

Точные решения имеются лишь для случая течения малосжимаемых жидкостей. В них включены решения, взятые из задач по теплопроводности и обобщенные Чарчиллем (Churchill) [X. 8], и решения, представленные Ван Эвердингеном и Херстом (Van Everdingen and Hurst) [X. 27]. Однако в известном смысле точных решений для таких задач по неустановившемуся течению нет, так как при выводе уравнений было необходимо допущение, что вязкость, коэффициенты сжимаемости, температура и проницаемость были постоянными. Это допущение позволяло пренебречь определенными параметрами. Однако если эти допущения принять, то можно непосредственно осуществить интегрирование и получить решение для уравнений (X. 19) и (X. 21).

Математическое решение для линейного течения малосжимаемых жидкостей дано очень детально применительно к проблемам распространения тепла Чарчиллем [X. 8]. На рис. X. 7 приводится схема, иллюстрирующая задачу линейного течения жидкости. Первый символ при p, которым обозначается давление, указывает положение точки, в которой замерено давление. Второй символ указывает время, в которое производилось измерение давления. Соответственно $p(x_1, t_1)$ указывает давление в точке x_1, замеренное в момент времени t_1. Для простоты постоянное начальное давление обозначается

Таблица X. 3

Расчет падения и восстановления давления

Общее время	Время после закрытия скважины, ч	t_D		P_t			$p_п^2 - p_с^2$, am^2 абс.	$p_с^2$, am^2 абс.	$\frac{\Delta t}{tf\,\Delta t}$	$p_с$, абс. am
		после пуска	после закрытия	после пуска	после закрытия	разность				
0	—	0	—	0	—	0	0	19 774	—	140,62
1	—	16 682	—	5,26	—	5,26	1012,428	18 761	—	136,964
4	—	66 728	—	5,96	—	5,96	1148,892	18 627	—	136,542
8	—	133 456	—	6,30	—	6,30	1212,146	18 569	—	136,261
12	—	200 184	—	6,55	—	6,55	1260,593	18 513	—	136,120
16	—	266 912	—	6,74		6,76	1301,129	18 479	—	135,980
20	—	333 640	—	6,97	—	6,97	1341,172	18 434	—	135,769
24	0	400 368	0	7,16	0	7,16	1377,753	18 395	—	135,628
26	2	433 732	33 364	7,31	5,61	1,70	327,161	19 447	0,077	139,429
27	3	450 410	50 046	7,33	5,81	1,52	292,507	19 481	0,111	139,565
28	4	467 096	66 728	7,37	5,96	1,41	271,349	19 503	0,143	139,636
32	8	533 824	133 456	7,62	6,30	1,32	254,022	19 520	0,250	139,706
36	12	600 552	200 184	7,83	6,55	1,28	246,334	19 528	0,333	139,706
40	16	667 280	266 912	8,02	6,76	1,26	242,479	19 532	0,400	139,706
44	20	734 008	333 640	8,23	6,97	1,26	242,479	19 532	0,454	139,706
48	24	800 736	400 368	8,42	7,16	1,26	242,479	19 532	0,500	139,706

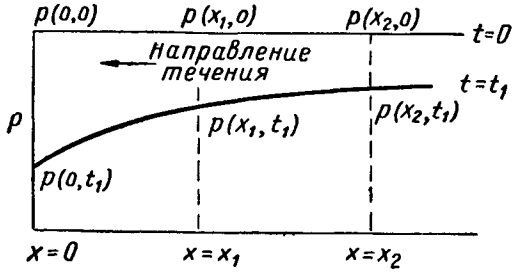


Рис. X. 7. Схема линейного течения.

$p_п$, а постоянное давление, действующее во внешней области, $p_с$. Жидкость на схеме рис. X. 7 течет справа налево и вытекает из пористой среды к галерее, имеющей координату $x=0$.

В зависимости от выбранных граничных условий можно получить несколько решений. Чарчиллем рассмотрены три случая. В каждом случае начальное давление $p_п$ постоянно, когда время равно нулю и градиент давления равен нулю при $x=\infty$ для любого значения времени.

Случай I. Давление на галерее ($x = 0$) поддерживается постоянным. В этом случае давление на галерее ($x=0$) мгновенно изменяется от $p_п$ до $p_с$. Давление в любой точке пласта и в любой момент времени $p(x, t)$ рассчитывается по уравнению Чарчилля

$$\frac{p(x,t) - p_п}{p_с - p_п} = -\operatorname{erfc}\frac{1}{2t_D^{1/2}}. \qquad (X.\ 22)$$

Значения безразмерного времени t_D приведены в табл. X. 2, а обозначение erfc расшифровывается как дополнительная фукция ошибки. Функции ошибок затабулированы [X. 25]. Знак минус в уравнении (X. 22) соответствует случаю добычи жидкости. При нагнетании жидкости в пласт ставится знак плюс.

$$\operatorname{erfc} = 1 - \text{интеграл вероятности.} \qquad (X.\ 22а)$$

Методика расчета распределения давления при неустановившемся течении заключается в следующем.

1. Вычисляется безразмерное время t_D для данной точки и время для точек, где желательно знать давление.

При определении безразмерного времени для линейного течения в формуле, приведенной в табл. X. 2, вместо r подставляются расстояния от галереи ($x=0$) до выбранной точки в пласте.

2. Вычисляется величина $^1/_2\, t_D^{1/2}$.

3. Находится значение erfc ($^1/_2\, t_D^{1/2}$) по соответствующей таблице.

4. Вычисляется $p(x, t)$, когда известны $p_п$ и $p_с$.

Пример

В лаборатории проводятся опыты на трубе, заполненной большими образцами керна, проницаемостью 15,6 *мд* и пористостью 12%. Система насыщена жидкостью вязкостью 0,20 *спз* и имеющей сжимаемость при данной температуре 0,00868 1/*ат*. Начальное абсолютное давление в трубе равно 35,155 *ат*. Затем на одном конце абсолютное давление внезапно было снижено до 21 *ат*. Какое давление будет в точке, отстоящей от выходного конца на 6,095 *м* через 0,1 *ч* после снижения давления, принимая, что длина трубы достаточно велика?

Решение

$$t_D = \frac{3{,}48 \times 10^{-4} Kt}{\mu C \Phi x^2} = \frac{3{,}48 \times 10^{-4} \times 15{,}6 \times 0{,}1}{0{,}20 \times 0{,}00868 \times 0{,}12 \times 6{,}195^2} = 0{,}0704,$$

$$\frac{1}{2 \times 0{,}0704^{1/2}} = 1{,}89. \quad \operatorname{erfc}(1{,}89) = 1 - 0{,}99248 = 0{,}00752.$$

$$p(6{,}1;\ 0{,}1) = 35{,}155 - 14{,}062 \times 0{,}00752 = 35{,}049 \text{ абс. } am.$$

Случай II. Поддерживается постоянный отбор (в точке $x = 0$). Течение линейное. Если жидкость отбирается на выходном конце ($x=0$) с постоянным темпом отбора, то давление в любой точке пористой среды в произвольно

выбранное время для неустановившегося течения определяется по уравнению

$$\frac{p(x,t)-p_{\text{п}}}{p_{\text{п}}}=-mP_t. \qquad \text{(X. 23)}$$

Безразмерный параметр m определяется по табл. X. 2 для линейного течения жидкости, а безразмерный параметр P_t, учитывающий изменение давления, рассчитывается по уравнению, полученному Чарчиллем:

$$p_t=\frac{2t_D^{1/2}}{\pi^{1/2}e^{1/4}t_D}-\operatorname{erfc}\frac{1}{2t_D^{1/2}}. \qquad \text{(X. 24)}$$

Знак минус в правой стороне уравнения (X. 23) соответствует случаю добычи жидкости, а при нагнетании ставится знак плюс.

Так как x, равное нулю, нельзя подставлять непосредственно в уравнение (X. 23) или (X. 24), то для определения давления в этом случае необходимы специальные преобразования. Ниже уравнение (X. 23) дается для системы единиц (*см, сек, ат, спз* и др.):

$$P(0,t)-p_{\text{п}}=\frac{2Q}{A}\left(\frac{\mu t}{k\Phi C\pi}\right)^{1/2}. \qquad \text{(X. 25)}$$

Обычно уравнение (X. 25) для решения промысловых задач не применяют, так как принятые допущения о линейности течения не удовлетворяют условиям вблизи отдельных скважин.

Случай III. Давление на галерее ($x=0$) меняется произвольно. Если давление на эксплуатационной галерее $x=0$ меняется во времени произвольно

$$p(0,t)=f(t), \qquad \text{(X. 26)}$$

то решение (X. 8), по которому определяется давление в любой точке и времени, принимает вид:

$$p(x,t)-p_{\text{п}}=\frac{2}{\pi^{1/2}}\int_{t_D^{1/2}}^{\infty}t_D^{1/2}f\left(t-\frac{t}{4t_D\lambda^2}\right)\times e^{-\lambda^2}d\lambda, \qquad \text{(X. 27)}$$

где λ — новая переменная интегрирования. При $f(t)=$ =const уравнение (X. 27) переходит в уравнение (X. 22).

Случай IV. Постоянное забойное давление. Радиальное течение в бесконечном пласте. Пользуясь приемами, аналогичными приемам при решении уравнений для линейного течения, Ван Эвердинген и Херст [X. 27] получили решение для случая радиального течения малосжимаемых жидкостей. Ниже будут даны уравнения в безразмерном виде и значения безразмерных параметров, затабулированных Ван Эвердингеном и Херстом и Чатасом [X. 7]. Принимается, что в момент времени $t=0$ давление равномерно распределено по пласту, а градиент давления на внешней границе конечного пласта, как и на бесконечном удалении в неограниченном пласте, равен нулю.

Для случая, когда на скважине поддерживается постоянное давление, при радиальной фильтрации в бесконечном пласте общее накопленное количество фильтрующейся в скважину жидкости за период времени от 0 до t обозначается Q_T:

$$Q_T=\int_0^t uAdt=\int_0^{t_D}\frac{K}{\mu}\left(\frac{\partial p}{\partial r}\right)_{r=r_c}2\pi r_c h\times\frac{\mu\Phi Cr_c^2}{k}\,dt_D=$$

$$=2\pi\Phi Cr_c^2h\,(p_c-p_{\text{п}})\,Q_t, \qquad \text{(X. 28)}$$

где Q_t — безразмерная общая добыча, определяемая из уравнения

$$Q_t=\frac{\int_0^{t_D}\left[\frac{\partial p}{\partial(r/r_c)}\right]_{r=r_c}dt_D}{p_c-p_{\text{п}}}. \qquad \text{(X. 29)}$$

Если в уравнении (X. 28) r_c и h выражены в *м*, то Q_T получаем в $м^3$ жидкости, количество которой измерено при пластовых условиях. Давление p и сжимаемость C должны быть в тех же самых единицах, т. е. в абс. *ат*. Величина Q_t для любого значения безразмерного времени t_D дается в табл. X. 4. На графике (рис. X. 8), взятом у Чатаса ((Chatas) [X. 7], даны значения Q_t для рассматриваемой задачи (случай IV) [1].

[1] $r_{эф}/r_c$ на графиках (рис. X. 8 и X. 9) то же самое, что $r_к/r_c$ в тексте.

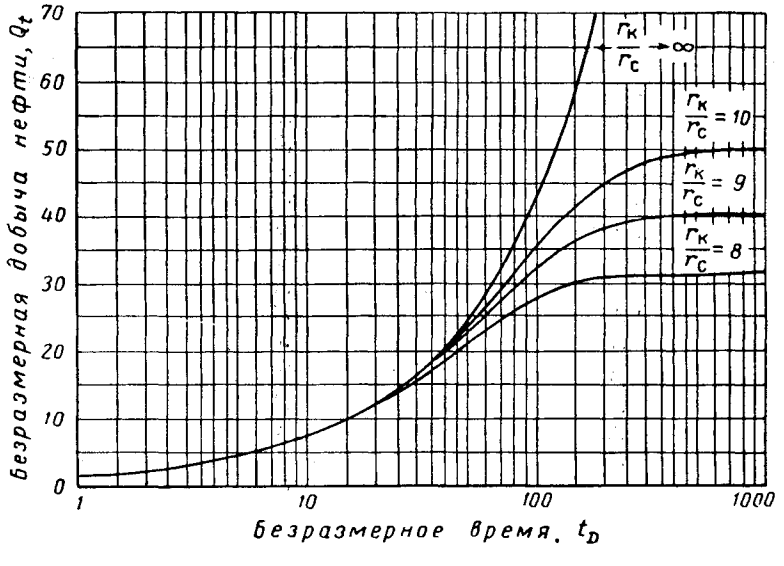


Рис. X. 8. Зависимость безразмерной добычи от безразмерного времени для ограниченного радиального пласта при постоянном давлении на скважине [X. 7].

$r_к$ — радиус пласта; r_c — радиус скважины; $r_к/r_c\to\infty$ — установившееся состояние не достигается; $r_к/r_c=10$ — течение, установившееся при безразмерной добыче $Q_t=$ = 49,5; $r_к/r_c=9$ — течение, установившееся при $Q_t=40{,}0$; $r_к/r_c=8{,}0$ — течение, установившееся при $Q_t=31{,}5$.

Значения t_D и Q_t для радиального течения в бесконечном пласте при $p_c = const$

t_D	Q_t	t_D	Q_t
0.00	0.000	41	21.298
0.01	0.112	42	21.701
0.05	0.278	43	22.101
0.10	0.404	44	22.500
0.15	0.520	45	22.897
0.20	0.606	46	23.291
0.25	0,689	47	23.684
0.30	0.758	48	24.076
0.40	0.898	49	24.466
0.50	1.020	50	24.855
0.60	1.140	51	25.244
0.70	1.251	52	25.633
0.80	1.359	53	26.020
0.90	1.469	54	26.406
		55	26.791
1	1.569	56	27.174
2	2.447	57	27.555
3	3.202	58	27.935
4	3.893	59	28.314
5	4.539	60	28.691
6	5.153	61	29.068
7	5.743	62	29.443
8	6.314	63	29.818
9	6.869	64	30.192
10	7.411	65	30.565
11	7.940	66	30.937
12	8.457	67	31.308
13	8.964	68	31.679
14	9.461	69	32.048
15	9.949	70	32.417
16	10.434	71	32.785
17	10.913	72	33.151
18	11.386	73	33.517
19	11.855	74	33.883
20	12.319	75	34.247
21	12.778	76	34.611
22	13.233	77	34.974
23	13.684	78	35.336
24	14.131	79	35.697
25	14.573	80	36.058
26	15,013	81	36.418
27	15.450	82	36.777
28	15.883	83	37.136
29	16.313	84	37.494
30	16.742	85	37.851
31	17.167	86	38.207
32	17.590	87	38.563
33	18.011	88	38.919
34	18.429	89	39.272
35	18.845	90	39.626
36	19.259	91	39.979
37	19.671	92	40.331
38	20.080	93	40.684
39	20.488	94	41.034
40	20.894	95	41.385

Значения t_D и Q_t для радиального течения в бесконечном пласте при $p_c = const$

t_D	Q_t	t_D	Q_t
96	41.735	355	121.966
97	42.084	360	123.403
98	42.433	365	124.838
99	42.781	370	126.270
100	43.129	375	127.699
105	44.858	380	129.126
110	46.574	385	130.550
115	48.277	390	131.972
120	49.968	395	133.391
125	51.648	400	134.808
130	53.317	405	136.223
135	54.976	410	137.635
140	56.625	415	139.045
145	58.265	420	140.453
150	59.895	425	141.859
155	61.517	430	143.262
160	63.131	435	144.664
165	64.737	440	146.064
170	66.336	445	147.461
175	67.928	450	148.856
180	69.512	455	150.249
185	71.090	460	151.640
190	72.661	465	153.029
195	74.226	470	154.416
200	75.785	475	155.801
205	77.338	480	157.184
210	78.886	485	158.565
215	80.428	490	159.945
220	81.965	495	161.322
225	83.497	500	162.698
230	85.023	510	165.444
235	86.545	520	168.183
240	88.062	525	169.549
245	89.575	530	170.914
250	91.084	540	173.639
255	92.589	550	176.357
260	94.090	560	179.069
265	95.588	570	181.774
270	97.081	575	183.124
275	98.571	580	184.473
280	100.057	590	187.166
285	101.540	600	189.852
290	103.019	610	192.533
295	104.495	620	195.208
300	105.968	625	196.544
305	107.437	630	197.878
310	108.904	640	200.542
315	110.367	650	203.201
320	111.827	660	205.854
325	113.284	670	208.502
330	114.738	675	209.825
335	116.189	680	211.145
340	117.638	690	213.784
345	119.083	700	216.417
350	120.526	710	219.046

720	221.670	1,175	337.142	1,900	510.861	4,050	990.108
725	222.980	1,180	338.376	1,925	516.695	4,100	1,000.858
730	224.289	1,190	340.843	1,950	522.520	4,150	1,011.595
740	226.904	1,200	343.308	1,975	528.337	4,200	1,022.318
750	229.514	1,210	345.770	2,000	534.145	4,250	1,033.028
760	232.120	1,220	348.230	2,025	539.945	4,300	1,043.724
770	234.721	1,225	349.460	2,050	545.737	4,350	1,054.409
775	236.020	1,230	350.688	2,075	551.522	4,400	1,065.082
780	237.318	1,240	353.144	2,100	557.299	4,450	1,075.743
790	239.912	1,250	355.597	2,125	563.068	4,500	1,086.390
800	242.501	1,260	358.048	2,150	568.830	4,550	1,097.024
810	245.086	1,270	360.496	2,175	574.585	4,600	1,107.646
820	247.668	1,275	361.720	2,200	580.332	4,650	1,118.257
825	248.957	1,280	362.942	2,225	586.072	4,700	1,128.854
830	250.245	1,290	365.386	2,250	591.806	4,750	1,139.439
840	252.819	1,300	367.828	2,275	597.532	4,800	1,150.012
850	255.388	1,310	370.267	2,300	603.252	4,850	1,160.574
860	257.953	1,320	372.704	2,325	608.965	4,900	1,171.125
870	260.515	1,325	373.922	2,350	614.672	4,950	1,181.666
875	261.795	1,330	375.139	2,375	620.372	5,000	1,192.198
880	263.073	1,340	377.572	2,400	626.066	5,100	1,213.222
890	265.629	1,350	380.003	2,425	631.755	5,200	1,234.203
900	268.181	1,360	382.432	2,450	637,437	5,300	1,255.141
910	270.729	1,370	384.859	2,475	643.113	5,400	1,276.037
920	273.274	1,375	386.070	2,500	648.781	5,500	1,296.893
925	274.545	1,380	387.283	2,550	660.093	5,600	1,317.709
930	275.815	1,390	389.705	2,600	671.379	5,700	1,338.486
940	278.353	1,400	392.125	2,650	682.640	5,800	1,359.225
950	280.888	1,410	394.543	2,700	693.877	5,900	1,379.927
960	283.420	1,420	396.959	2,750	705.090	6,000	1,400.593
970	285.948	1,425	398.167	2,800	716.280	6,100	1,421.224
975	287.211	1,430	399.373	2,850	727.449	6,200	1,441.820
980	288.473	1,440	401.786	2,900	738.598	6,300	1,462.383
990	290.995	1,450	404.197	2,950	749.725	6,400	1,482.912
1,000	293.514	1,460	406.606	3,000	760.833	6,500	1,503.408
1,010	296.030	1,470	409.013	3,050	771.922	6,600	1,523.872
1,020	298.543	1,475	410.214	3,100	782.992	6,700	1,544.305
1,025	299.799	1,480	411.418	3,150	794.042	6,800	1,564.706
1,030	301.053	1,490	413.820	3,200	805.075	6,900	1,585.077
1,040	303.560	1,500	416.220	3,250	816.090	7,000	1,605.418
1,050	306.065	1,525	422.214	3,300	827.088	7,100	1,625.729
1,060	308.567	1,550	428.196	3,350	838.067	7,200	1,646.011
1,070	311.066	1,575	434.168	3,400	849.028	7,300	1,666.265
1,075	312.314	1,600	440.128	3,450	859.974	7,400	1,686.490
1,080	313.562	1,625	446.077	3,500	870.903	7,500	1,706.688
1,090	316.055	1,650	452.016	3,550	881.816	7,600	1,726.859
1,100	318.545	1,675	457.945	3,600	892.712	7,700	1,747.002
1,110	321.032	1,700	463.863	3,650	903.594	7,800	1,767.120
1,120	323.517	1,725	469.771	3,700	914.459	7,900	1,787.212
1,125	324.760	1,750	475.669	3,750	925.309	8,000	1,807.278
1,130	326.000	1,775	481.558	3,800	936.144	8,100	1,827.319
1,140	328.480	1,800	487.437	3,850	946.966	8,200	1,847.336
1,150	330.958	1,825	493.307	3,900	957.773	8,300	1,867.329
1,160	333.433	1,850	499.167	3,950	968.566	8,400	1,887.298
1,170	335.906	1,875	505.019	4,000	979.344	8,500	1,907.243

Таблица X.4

Значения t_D и Q_t для радиального течения в бесконечном пласте при $p_c = const$

t_o	Q_t	t_o	Q_t
8,600	1,927,166	2.5×10^7	$2,961 \times 10^6$
8,700	1,947,065	3.0×10^7	3.517×10^6
8,800	1,966,942	4.0×10^7	4.610×10^6
8,900	1,986,796	5.0×10^7	5.689×10^6
9,000	2,006,628	6.0×10^7	6.758×10^6
9,100	2,026,438	7.0×10^7	7.816×10^6
9,200	2,046,227	8.0×10^7	8.866×10^6
9,300	2,065,996	9.0×10^7	9.911×10^6
9,400	2,085,744	1.0×10^8	1.095×10^7
9,500	2,105,473	1.5×10^8	1.604×10^7
9,600	2,125,184	2.0×10^8	2.108×10^7
9,700	2,144,878	2.5×10^8	2.607×10^7
9,800	2,164,555	3.0×10^8	3.100×10^7
9,900	2,184,216	4.0×10^8	4.071×10^7
10,000	2,203,861	5.0×10^8	5.032×10^7
12,500	2,688,967	6.0×10^8	5.984×10^7
15,000	3,164,780	7.0×10^8	6.928×10^7
17,500	3,633,368	8.0×10^8	7.865×10^7
20,000	4,095,800	9.0×10^8	8.797×10^7
25,000	5,005,726	1.0×10^9	9.725×10^7
30,000	5,899,508	1.5×10^9	1.429×10^8
35,000	6,780,247	2.0×10^9	1.880×10^8
40,000	7,650 096	2.5×10^9	2.328×10^8
50,000	9,363,099	3.0×10^9	2.771×10^8
60,000	11,047 299	4.0×10^9	3.645×10^8
70,000	12,708,358	5.0×10^9	4.510×10^8
75,000	13,531,457	6.0×10^9	5.363×10^8
80,000	14,350 121	7.0×10^9	6.220×10^8
90,000	15,975 389	8.0×10^9	7.066×10^8
100,000	17,586 284	9.0×10^9	7.909×10^8
125,000	21,560 732	1.0×10^{10}	8.747×10^8
1.5×10^5	2.538×10^4	1.5×10^{10}	1.288×10^9
2.0×10^5	3.308×10^4	2.0×10^{10}	1.697×10^9
2.5×10^5	4.066×10^4	2.5×10^{10}	2.103×10^9
3.0×10^5	4.817×10^4	3.0×10^{10}	2.505×10^9
4.0×10^5	$6,267 \times 10^4$	4.0×10^{10}	3.299×10^9
5.0×10^5	$7,699 \times 10^4$	5.0×10^{10}	4.087×10^9
6.0×10^5	9.113×10^4	6.0×10^{10}	4.868×10^9
7.0×10^5	1.051×10^5	7.0×10^{10}	5.643×10^9
8.0×10^5	1.189×10^5	8.0×10^{10}	6.414×10^9
9.0×10^5	1.326×10^5	9.0×10^{10}	7.183×10^9
1.0×10^6	1.462×10^5	1.0×10^{11}	7.948×10^9
1.5×10^6	2.126×10^5	1.5×10^{11}	1.17×10^{10}
2.0×10^6	2.781×10^5	2.0×10^{11}	1.55×10^{10}
2.5×10^6	3.427×10^5	2.5×10^{11}	1.92×10^{10}
3.0×10^6	4.064×10^5	3.0×10^{11}	2.29×10^{10}
4.0×10^6	5.313×10^5	4.0×10^{11}	3.02×10^{10}
5.0×10^6	6.544×10^5	5.0×10^{11}	3.75×10^{10}
6.0×10^6	7.761×10^5	6.0×10^{11}	4.47×10^{10}
7.0×10^6	8.965×10^5	7.0×10^{11}	5.19×10^{10}
8.0×10^6	1.016×10^6	8.0×10^{11}	5.89×10^{10}
9.0×10^6	1.134×10^6	9.0×10^{11}	6.58×10^{10}
1.0×10^7	1.252×10^6	1.0×10^{12}	7.28×10^{10}
1.5×10^7	1.828×10^6	1.5×10^{12}	1.08×10^{11}
2.0×10^7	2.398×10^6	2.0×10^{12}	1.42×10^{11}

Таблица X.5

Значения t_D и p_t для радиального течения в бесконечном пласте при $Q = const$

t_D	p_t	t_D	p_t
0	0	2.0	1.0195
0.005	0.0250	3.0	1.1665
0.001	0.0352	4.0	1.2750
0.002	0.0495	5.0	1.3625
0.003	0.0603	6.0	1.4362
0.004	0.0694	7.0	1.4997
0.005	0.0774	8.0	1.5557
0.006	0.0845	9.0	1.6057
0.007	0.0911	10.0	1.6509
0.008	0.0971	15.0	1.8294
0.009	0.1028	20.0	1.9601
0.01	0.1081	30.0	2.1470
0.015	0.1312	40.0	2.2824
0.02	0.1503	50.0	2.3884
0.025	0.1669	60.0	2.4758
0.03	0.1818	70.0	2.5501
0.04	0.2077	80.0	2.6147
0.05	0.2301	90.0	2.6718
0.06	0.2500	100.0	2,7233
0.07	0.2680	150,0	2.9212
0.08	0.2845	200.0	3.0636
0.09	0.2999	250.0	3.1726
0.1	0.3144	300.0	3.2630
0.15	0.3750	350.0	3.3394
0.2	0.4241	400.0	3.4057
0.3	0.5024	450.0	3.4641
0.4	0.5645	500.0	3.5164
0.5	0.6167	550.0	3.5643
0.6	0.6622	600.0	3.6076
0.7	0.7024	650.0	3.6476
0.8	0.7387	700.0	3.6842
0.9	0.7716	750.0	3.7184
1.0	0.8019	800.0	3.7505
1.2	0.8672	850.0	3.7805
1.4	0.9160	900.0	3.8088
		950.0	3.8355
		1,000.0	3.8584

Таблица X . 6

Значения t_D и Q_t для неустановившегося радиального течения в конечном пласте при $p_c = const$

$R = 1.5$		$R = 2.0$		$R = 2.5$		$R = 3.0$		$R = 3.5$		$R = 4.0$		$R = 4.5$		$R = 5.0$		$R = 6.0$		$R = 7.0$		$R = 8.0$		$R = 9.0$		$R = 10.0$	
t_D	Q_t	t_D	Q_t	t_D	Q_t	t_D	Q_t	t_D	Q_t	t_D	Q_t	t_D	Q_t	t_D	Q_t	t_D	Q_t	t_D	Q_t	t_D	Q_t	t_D	Q_t	t_D	Q_t
5.0×10^{-2}	0.276	5.00×10^{-2}	0.278	1.0×10^{-1}	0.408	3.0×10^{-1}	0.755	1.00	1.571	2.00	2.442	2.5	2.835	3.0	3.195	6.0	5.148	9.00	6.861	9	6.861	10	7.417	15	9.965
6.0×10^{-2}	0.304	7.50×10^{-2}	0.345	1.5×10^{-1}	0.509	4.0×10^{-1}	0.895	1.20	1.761	2.20	2.598	3.0	3.196	3.5	3.542	6.5	5.440	9.50	7.127	10	7.398	15	9.945	20	12.32
7.0×10^{-2}	0.330	1.00×10^{-1}	0.404	2.0×10^{-1}	0.599	5.0×10^{-1}	1.023	1.40	1.940	2.40	2.748	3.5	3.537	4.0	3.875	7.0	5.724	10	7.389	11	7.920	20	12.26	22	13.22
8.0×10^{-2}	0.354	1.25×10^{-1}	0.458	2.5×10^{-1}	0.681	6.0×10^{-1}	1.143	1.60	2.111	2.60	2.893	4.0	3.859	4.5	4.193	7.5	6.002	11	7.902	12	8.431	22	13.13	24	14.09
9.0×10^{-2}	0.375	1.50×10^{-1}	0.507	3.0×10^{-1}	0.758	7.0×10^{-1}	1.256	1.80	2.273	2.80	3.034	4.5	4.165	5.0	4.499	8.0	6.273	12	8.397	13	8.930	24	13.98	26	14.95
1.0×10^{-1}	0.395	1.75×10^{-1}	0.553	3.5×10^{-1}	0.829	8.0×10^{-1}	1.363	2.00	2.427	3.00	3.170	5.0	4.454	5.5	4.792	8 5	6.537	13	8.876	14	9.418	26	14.79	28	15.78
1.1×10^{-1}	0.414	2.00×10^{-1}	0.597	4.0×10^{-1}	0.897	9.0×10^{-1}	1.465	2.20	2.574	3.25	3.334	5.5	4.727	6.0	5.074	9.0	6.795	14	9.341	15	9.895	28	15.59	30	16.59
1.2×10^{-1}	0.431	2.25×10^{-1}	0.638	4.5×10^{-1}	0.962	1.00	1.563	2.40	2.715	3.50	3.493	6.0	4.986	6.5	5.345	9.5	7.047	15	9.791	16	10.361	30	16.35	32	17.38
1.3×10^{-1}	0.446	2.50×10^{-1}	0.678	5.0×10^{-1}	1.024	1.25	1.791	2.60	2.849	3.75	3.645	6.5	5.231	7.0	5.605	10.0	7.293	16	10.23	17	10.82	32	17.10	34	18.16
1.4×10^{-1}	0.461	2.75×10^{-1}	0.715	5.5×10^{-1}	1.083	1.50	1.997	2.80	2.976	4.00	3.792	7.0	5.464	7.5	5.854	10.5	7.533	17	10.65	18	11.26	34	17.82	36	18.91
1.5×10^{-1}	0.474	3.00×10^{-1}	0.751	6.0×10^{-1}	1.140	1.75	2.184	3.00	3.098	4.25	3.932	7.5	5.684	8.0	6.094	11	7.767	18	11.06	19	11.70	36	18.52	38	19.65
1.6×10^{-1}	0.486	3.25×10^{-1}	0.785	6.5×10^{-1}	1.195	2.00	2.353	3.25	3.242	4.50	4.068	8.0	5.892	8.5	6.325	12	8.220	19	11.46	20	12.13	38	19.19	40	20.37
1.7×10^{-1}	0.497	3.50×10^{-1}	0.817	7.0×10^{-1}	1.248	2.25	2.507	3.50	3.379	4.75	4.198	8.5	6.089	9.0	6.547	13	8.651	20	11.85	22	12.95	40	19.85	42	21.07
1.8×10^{-1}	0.507	3.75×10^{-1}	0.848	7.5×10^{-1}	1.299	2.50	2.646	3.75	3.507	5.00	4.323	9.0	6.276	9.5	6.760	14	9.063	22	12.58	24	13.74	42	20.48	44	21.76
1.9×10^{-1}	0.517	4.00×10^{-1}	0.877	8.0×10^{-1}	1.348	2.75	2.772	4.00	3.628	5.50	4.560	9.5	6.453	10	6.965	15	9.456	24	13.27	26	14.50	44	21.09	46	22.42
2.0×10^{-1}	0.525	4.25×10^{-1}	0.905	8.5×10^{-1}	1.395	3.00	2.886	4.25	3.742	6.00	4.779	10	6.621	11	7.350	16	9.829	26	13.92	28	15.23	46	21.69	48	23.07
2.1×10^{-1}	0.533	4.50×10^{-1}	0.932	9.0×10^{-1}	1.440	3.25	2.990	4.50	3.850	6.50	4.982	11	6.930	12	7.706	17	10.19	28	14.53	30	15.92	48	22.26	50	23.71
2.2×10^{-1}	0.541	4.75×10^{-1}	0.958	9.5×10^{-1}	1.484	3.50	3.084	4.75	3.951	7.00	5.169	12	7.208	13	8.035	18	10.53	30	15.11	34	17.22	50	22.82	52	24.33
2.3×10^{-1}	0.548	5.00×10^{-1}	0.983	1.0	1.526	3.75	3.170	5.00	4.047	7.50	5.343	13	7.457	14	8.339	19	10.85	35	16.39	38	18.41	52	23.36	54	24.94
2.4×10^{-1}	0.554	5.50×10^{-1}	1.028	1.1	1.605	4.00	3.247	5.50	4.222	8.00	5.504	14	7.680	15	8.620	20	11.16	40	17.49	40	18.97	54	23.89	56	25.53
2.5×10^{-1}	0.559	6.00×10^{-1}	1.070	1.2	1.679	4.25	3.317	6.00	4.378	8.50	5.653	15	7.880	16	8.879	22	11.74	45	18.43	45	20.26	56	24.39	58	26.11
2.6×10^{-1}	0.565	6.50×10^{-1}	1.108	1'3	1.747	4.50	3.381	6.50	4.516	9.00	5.790	16	8.060	18	9.338	24	12.26	50	19.24	50	21.42	58	24.88	60	26.67
2.8×10^{-1}	0.574	7.00×10^{-1}	1.143	1.4	1.811	4.75	3.439	7.00	4.639	9.50	5.917	18	8.365	20	9.731	25	12.50	60	20.51	55	22.46	60	25.36	65	28.02
3.0×10^{-1}	0.582	7.50×10^{-1}	1.174	1.5	1.870	5.00	3.491	7.50	4.749	10	6.035	20	8.611	22	10.07	31	13.74	70	21.45	60	23.40	65	26.48	70	29.29
3.2×10^{-1}	0.588	8.00×10^{-1}	1.203	1.6	1.924	5.50	3.581	8.00	4.846	11	6.246	22	8.809	24	10.35	35	14.40	80	22.13	70	24.98	70	27.52	75	30.49
3.4×10^{-1}	0.594	9.00×10^{-1}	1.253	1.7	1.975	6.00	3.656	8.50	4.932	12	6.425	24	8.968	26	10.59	39	14.93	90	22.63	80	26.26	75	28.48	80	31.61
3.6×10^{-1}	0.599	1.0	1.295	1.8	2.022	6.50	3.717	9.00	5.009	13	6.580	26	9.097	28	10.80	51	16.05	100	23.00	90	27.28	80	29.36	85	32.67
3.8×10^{-1}	0.603	1.1	1.330	2.0	2.106	7.00	3.767	9.50	5.078	14	6.712	28	9.200	30	10.98	60	16.56	120	23.47	100	28.11	85	30.18	90	33.66
4.0×10^{-1}	0.606	1.2	1.358	2.2	2.178	7.50	3.809	10.00	5.138	15	6.825	30	9.283	34	11.26	70	16.91	140	23.71	120	29.31	90	30.93	95	34.60
4.5×10^{-1}	0.613	1.3	1.382	2.4	2.241	8.00	3.843	11	5.241	16	6.922	34	9.404	38	11.46	80	17.14	160	23.85	140	30.08	95	31.63	100	35.48
5.0×10^{-1}	0.617	1.4	1.402	2.6	2.294	9.00	3.894	12	5.321	17	7.004	38	9.481	42	11.61	90	17.27	180	23.92	160	30.58	100	32.27	120	38.51
6.0×10^{-1}	0.621	1.6	1.432	2.8	2.340	10.00	3.928	13	5.385	18	7.076	42	9.532	46	11.71	100	17.36	200	23.96	180	30.91	120	34.39	140	40.89
7.0×10^{-1}	0.623	1.7	1.444	3.0	2.380	11.00	3.951	14	5.435	20	7.189	46	9.565	50	11.79	110	17.41	500	24.00	200	31.12	140	35.92	160	42.75
8.0×10^{-1}	0.624	1.8	1.453	3.4	2.444	12.00	3.967	15	5.476	22	7.272	50	9.586	60	11.91	120	17.45			240	31.34	160	37.04	180	44.21
		2.0	1.468	3.8	2.491	14.00	3.985	16	5.506	24	7.332	60	9.612	70	11.96	130	17.46			280	31.43	180	37.85	200	45.36
		2.5	1.487	4.2	2.525	16.00	3.993	17	5.531	26	7.377	70	9.621	80	11.98	140	17.48			320	31 47	200	38.44	240	46.95
		3.0	1.495	4.6	2.551	18.00	3.997	18	5.551	30	7.434	80	9.623	90	11.99	150	17.49			360	31 49	240	39.17	280	47.94
		4.0	1.499	5.0	2.570	20.00	3.999	20	5.579	34	7.464	90	9.624	100	12.00	160	17.49			400	31.50	280	39 56	320	48.54
		5.0	1.500	6.0	2.599	22.00	3.999	25	5.611	38	7.481	100	9.625	120	12.0	180	17 50			500	31.50	320	39.77	360	48 91
				7.0	2.613	24.00	4.000	30	5.621	42	7.490					200	17.50					360	39.88	400	49 14
				8.0	2.619			35	5.624	46	7.494					220	17 50					400	39.94	440	49 28
				9.0	2.622			40	5.625	50	7.497											440	39 97	480	49 36
				10.0	2.624																	480	39.98		

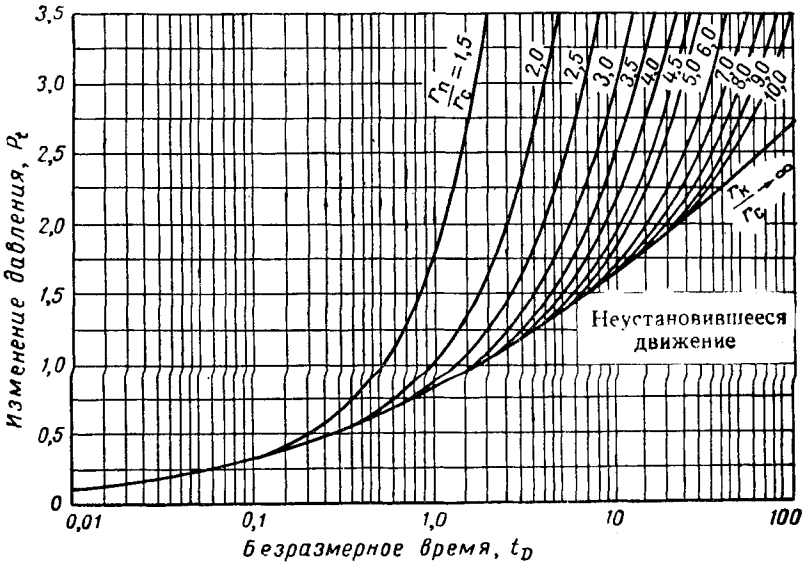


Рис. X. 9. То же, что на предыдущем рисунке, но скважина работает с постоянным дебитом [X. 7].

Пример

Начальное абсолютное давление в закрытой скважине 140,6 *ат*. Затем скважину открыли и она работала в течение нескольких часов с постоянным абсолютным давлением на забое, равным 105,45 *ат*. Значение безразмерного времени к концу этого периода равно 1500, $r_с = 0{,}1525$ *м*, $h = 4{,}575$ *м*, $k_п = 0{,}20$ и $C = 0{,}001714$ 1/*ат*. Вычислить, сколько за это время добыто жидкости при радиальной фильтрации в бесконечном пласте.

Решение

Для $t_D = 1500$ найдем по табл. X. 4, что $Q_t = 416{,}220$. По уравнению (X. 28) определяем Q_T:

$$Q_T = 2\pi\Phi C r_с^2 h\,(p_с - p_п) Q_t = 2\pi \times 4{,}575 \times 0{,}2 \times$$

$$\times\, 0{,}001714 \times 0{,}1525^2 \times 35{,}15 \times 416{,}22 = 3{,}351 \text{ м}^3.$$

Случай V. Постоянный дебит. Радиальное течение в бесконечном пласте. В случае постоянного дебита давление в любой точке пласта и в любой момент времени при радиальном течении жидкости рассчитывается по уравнению

$$\frac{p(r, t) - p_п}{p_п} = -mP_t. \qquad (X.\ 30)$$

Знак минус перед правой частью уравнения ставится в случае эксплуатации скважины, а плюс при нагнетании. Значение m определяется из табл. X. 2. p_t, выражающее безразмерное изменение давления, зависит только от безразмерного времени. Для $t_D = 1000$ p_t дано в табл. X. 5, а также в виде графика на рис. X. 9. При $t_D = 1000$ p_t рассчитывается по уравнению

$$P_t = {}^1/_2\,(\ln t_D + 0{,}80907). \qquad (X.\ 31)$$

При расчете давления для какого-то радиуса безразмерное время определяется именно для этого же радиуса.

Пример

Скважина, которая рассматривалась в предыдущем примере, после открытия работает с постоянным дебитом жидкости, равным 15,9 *м³/сутки*. Рассчитать давление в скважине спустя 24 *ч* после пуска, если $K = 100$ *мд* и $\mu = 1{,}8$ *сп*.

Решение

$$t_D = \frac{3{,}480 \times 10^{-4} \times 100 \times 24}{1{,}8 \times 0{,}001714 \times 0{,}2 \times 0{,}1525 \times 0{,}1525} = 58200,$$

$$P_t = \frac{1}{2}\,(\ln 58200 + 0{,}80907) = 5{,}89;$$

$$m = 19{,}01\,\mu Q = \frac{19{,}01 \times 1{,}8 \times 15{,}9}{4{,}575 \times 100 \times 140{,}6} = 0{,}008458,$$

$$p\,\frac{(0{,}1525 : 24) - 140{,}6}{140{,}6} = -0{,}008458 \times 5{,}89 = 0{,}0498,$$

$$p\,(0{,}1525;\ 24) = 133{,}6 \text{ абс. ат}.$$

Случай VI. В скважине поддерживается постоянное давление. Ограниченный с непроницаемой внешней границей. Радиальное течение. При постоянном давлении в стволе скважины расчеты производятся по уравнению (X. 28), при этом Q_t следует брать по табл. X. 6 или по графику (рис. X. 8) для пласта ограниченных размеров. Для любого значения t_D по таблице или по графику при данном $R = r_к/r_с$ находится Q_t, которое и подставляется в уравнение (X. 28).

Дополнительным фактором, вводимым в расчет, является радиус внешней границы продуктивного пласта $r_к$, который используется для определения значения Q_t.

При больших значениях безразмерного времени, которых нет в табл. X. 6 или на графике (рис. X. 8), определять Q_t можно по уравнению [X. 7]

$$Q_t = \frac{(r_к/r_с)^2 - 1}{2}. \qquad (X.\ 31а)$$

Случай VII. Скважина работает с постоянным дебитом. Ограниченный пласт с непроницаемой внешней границей. Радиальное течение. Этот случай напоминает случай V с той лишь разницей, что значение p_t, подставляемое в уравнение (X. 30), берется из табл. X. 7 или по графику (рис. X. 9) для соответствующего значения R.

Таблица X. 7

Значения t_D и P_t для неустановившегося радиального течения в ограниченном пласте при $p = const$

$R = 1.5$		$R = 2.0$		$R = 2.5$		$R = 3.0$		$R = 3.5$		$R = 4$		$R = 4.5$		$R = 5$		$R = 6.0$		$R = 7.0$		$R = 8.0$		$R = 9.0$		$R = 10$	
t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t
6.0×10^{-1}	0.251	2.2×10^{-1}	0.443	4.0×10^{-1}	0.565	5.2×10^{-1}	0.627	1.0	0.802	1.5	0.927	2.0	1.023	3.0	1.167	4.0	1.275	6.0	1.436	8.0	1.556	10.0	1.651	12.0	1.732
8.0×10^{-1}	0.288	2.4×10^{-1}	0.459	4.2×10^{-1}	0.576	5.4×10^{-1}	0.636	1.1	0.830	1.6	0.948	2.1	1.040	3.1	1.180	4.5	1.322	6.5	1.470	8.5	1.582	10.5	1.673	12.5	1.750
1.0×10^{-1}	0.322	2.6×10^{-1}	0.476	4.4×10^{-1}	0.587	5.6×10^{-1}	0.645	1.2	0.857	1.7	0.968	2.2	1.056	3.2	1.192	5.0	1.364	7.0	1.501	9.0	1.607	11.0	1.693	13.0	1.768
1.2×10^{-1}	0.355	2.8×10^{-1}	0.492	4.6×10^{-1}	0.598	6.0×10^{-1}	0.662	1.3	0.882	1.8	0.988	2.3	1.072	3.3	1.204	5.5	1.404	7.5	1.531	9.5	1.631	11.5	1.713	13.5	1.784
1.4×10^{-1}	0.387	3.0×10^{-1}	0.507	4.8×10^{-1}	0.608	6.5×10^{-1}	0.683	1.4	0.906	1.9	1.007	2.4	1.087	3.4	1.215	6.0	1.441	8.0	1.559	10.0	1.653	12.0	1.732	14.0	1.801
1.6×10^{-1}	0.420	3.2×10^{-1}	0.522	5.0×10^{-1}	0.618	7.0×10^{-1}	0.703	1.5	0.929	2.0	1.025	2.5	1.102	3.5	1.227	6.5	1.477	8.5	1.586	10.5	1.675	12.5	1.750	14.5	1.817
1.8×10^{-1}	0.452	3.4×10^{-1}	0.536	5.2×10^{-1}	0.628	7.5×10^{-1}	0.721	1.6	0.951	2.2	1.059	2.6	1.116	3.6	1.238	7.0	1.511	9.0	1.613	11.0	1.697	13.0	1.768	15.0	1.832
2.0×10^{-1}	0.484	3.6×10^{-1}	0.551	5.4×10^{-1}	0.638	8.0×10^{-1}	0.740	1.7	0.973	2.4	1.092	2.7	1.130	3.7	1.249	7.5	1.544	9.5	1.638	11.5	1.717	13.5	1.786	15.5	1.847
2.2×10^{-1}	0.516	3.8×10^{-1}	0.565	5.6×10^{-1}	0.647	8.5×10^{-1}	0.758	1.8	0.994	2.6	1.123	2.8	1.144	3.8	1.259	8.0	1.576	10.0	1.663	12.0	1.737	14.0	1.803	16.0	1.862
2.4×10^{-1}	0.548	4.0×10^{-1}	0.579	5.8×10^{-1}	0.657	9.0×10^{-1}	0.776	1.9	1.014	2.8	1.154	2.9	1.158	3.9	1.270	8.5	1.607	11.0	1.711	12.5	1.757	14.5	1.819	17.0	1.890
2.6×10^{-1}	0.580	4.2×10^{-1}	0.593	6.0×10^{-1}	0.666	9.5×10^{-1}	0.791	2.0	1.034	3.0	1.184	3.0	1.171	4.0	1.281	9.0	1.638	12.0	1.757	13.0	1.776	15.0	1.835	18.0	1.917
2.8×10^{-1}	0.612	4.4×10^{-1}	0.607	6.5×10^{-1}	0.688	1.0	0.806	2.25	1.083	3.5	1.255	3.2	1.197	4.2	1.301	9.5	1.668	13.0	1.801	13.5	1.795	15.5	1.851	19.0	1.943
3.0×10^{-1}	0.644	4.6×10^{-1}	0.621	7.0×10^{-1}	0.710	1.2	0.865	2.50	1.130	4.0	1.324	3.4	1.222	4.4	1.321	10.0	1.698	14.0	1.845	14.0	1.813	16.0	1.867	20.0	1.968
3.5×10^{-1}	0.724	4.8×10^{-1}	0.634	7.5×10^{-1}	0.731	1.4	0.920	2.75	1.176	4.5	1.392	3.6	1.246	4.6	1.340	11.0	1.757	15.0	1.888	14.5	1.831	17.0	1.897	22.0	2.017
4.0×10^{-1}	0.804	5.0×10^{-1}	0.648	8.0×10^{-1}	0.752	1.6	0.973	3.0	1.221	5.0	1.460	3.8	1.269	4.8	1.360	12.0	1.815	16.0	1.931	15.0	1.849	18.0	1.926	24.0	2.063
4.5×10^{-1}	0.884	6.0×10^{-1}	0.715	8.5×10^{-1}	0.772	2.0	1.076	4.0	1.401	5.5	1.527	4.0	1.292	5.0	1.378	13.0	1.873	17.0	1.974	17.0	1.919	19.0	1.955	26.0	2.108
5.0×10^{-1}	0.964	7.0×10^{-1}	0.782	9.0×10^{-1}	0.792	3.0	1.328	5.0	1.579	6.0	1.594	4.5	1.349	5.5	1.424	14.0	1.931	18.0	2.016	19.0	1.986	20.0	1.983	28.0	2.151
5.5×10^{-1}	1.044	8.0×10^{-1}	0.849	9.5×10^{-1}	0.812	4.0	1.578	6.0	1.757	6.5	1.660	5.0	1.403	6.0	1.469	15.0	1.988	19.0	2.058	21.0	2.051	22.0	2.037	30.0	2.194
6.0×10^{-1}	1.124	9.0×10^{-1}	0.915	1.0	0.832	5.0	1.828			7.0	1.727	5.5	1.457	6.5	1.513	16.0	2.045	20.0	2.100	23.0	2.116	24.0	2.090	32.0	2.236
		1.0	0.982	2.0	1.215					8.0	1.861	6.0	1.510	7.0	1.556	17.0	2.103	22.0	2.184	25.0	2.180	26.0	2.142	34.0	2.278
		2.0	1.649	3.0	1.596					9.0	1.994	7.0	1.615	7.5	1.598	18.0	2.160	24.0	2.267	30.0	2.340	28.0	2.193	36.0	2.319
		3.0	2.316	4.0	1.977					10.0	2.127	8.0	1.719	8.0	1.641	19.0	2.217	26.0	2.351	35.0	2.499	30.0	2.244	38.0	2.360
		5.0	3.649	5.0	2.358							9.0	1.823	9.0	1.725	20.0	2.274	28.0	2.434	40.0	2.658	34.0	2.345	40.0	2.401
												10.0	1.927	10.0	1.808	25.0	2.560	30.0	2.517	45.0	2.817	38.0	2.446	50.0	2.604
												11.0	2.031	11.0	1.892	30.0	2.846					40.0	2.496	60.0	2.806
												12.0	2.135	12.0	1.975							45.0	2.621	70.0	3.008
												13.0	2.239	13.0	2.059							50.0	2.746		
												14.0	2.343	14.0	2.142										
												15.0	2.447	15.0	2.225										

При больших значениях безразмерного времени, которых нет в табл. X. 7 или на графике (рис. X. 9), определять p_t можно по уравнению [X. 7]

$$P_t = \frac{0{,}5 + 2t_D}{R^2 - 1} - \frac{3R^4 - 4R^4 (\ln R) - 2R^2 - 1}{4 (R^2 - 1)^2}, \quad \text{(X. 31в)}$$

где $$R = r_к/r_с.$$

Случай VIII. Постоянный дебит. Давление на внешней границе ограниченного пласта поддерживается постоянным. Радиальное течение. Градиент давления при эксплуатации конечного пласта, на границе которого постоянное давление, с постоянным дебитом рассчитывается по уравнению (X. 30), P_t находится по табл. X. 8.

Случай IX. Темп отбора периодически изменяется, причем каждый раз поддерживается свой постоянный дебит. Распределение давления довольно легко рассчитывается на любой момент времени и в том случае, если дебит газа меняется произвольное число раз. Прежде всего рассчитывается изменение давления за все время отбора газа при первом дебите. Затем рассчитывается изменение давления при следующем дебите за весь отрезок времени, прошедший после изменения дебита. Изменение давления при последующих изменениях дебита рассчитывается по времени, прошедшему после каждого изменения дебита. Затем все изменения давления складываются вместе и в результате получают общее изменение давления по сравнению с начальным распределением давления.

Изменение давления после двух или более изменений дебита подсчитывается по уравнению

$$\frac{p(r, t) - p_п}{p_п} = m_1 P_{t_1} + (m_2 - m_1) P_{t_2} + (m_3 - m_2) P_{t_3} + \\ + (m_n - m_{n-1}) P_{t_n}, \quad \text{(X. 32)}$$

где t_1 — общее время с начала пуска скважины при первом дебите; t_2 — общее время с начала работы скважины при втором дебите; t_n — общее время с начала работы скважины при n = м дебите; m_1 = первый безразмерный дебит; m_2 — второй безразмерный дебит; m_n—n-й безразмерный дебит; P_{tt} — член, учитывающий изменение давления в безразмерном виде, определяемый при безразмерном времени t_D для времени t_1; P_{tn} — член, учитывающий изменение давления в безразмерном виде при безразмерном времени t_{Dn} для времени t_n.

Такой непосредственный расчет общего падения давления для нескольких последовательных периодов, в течение которых скважина работала с постоянными дебитами, прямым сложением, называется методом суперпозиции. Подобным методом можно решать задачи при работе скважины с переменным дебитом. Для этого общее время работы скважины делится на ряд периодов, в пределах которых дебит можно принять постоянным. Подобным же образом можно решать задачи, касающиеся работы скважины при переменном давлении.

6. АНАЛИТИЧЕСКИЕ РЕШЕНИЯ ЗАДАЧ ТЕЧЕНИЯ ГАЗА С УПРОЩАЮЩИМИ ДОПУЩЕНИЯМИ

Для получения аналитических решений задач по фильтрации газа оказалось необходимым ввести несколько упрощающих допущений. Робертс (Roberts) [X. 26] представил решение, в котором для замены p в выражении $\frac{kp}{\mu k_п}$ уравнения линейного течения использована функция $ax+b$. Мак Робертс (Mac Roberts) получил аналитическое решение, которое применялось для расчета динамики процесса неустановившейся фазы радиального течения газа. Джанисек и Катц (Janicek and Katz) [X. 18] получили аналитическое решение, сделав допущение, что dp/dt не зависит от радиуса. Если вместо $1/C$ при определении безразмерного времени применить среднее давление p, тогда предыдущие решения, найденные для малосжимаемых жидкостей, применимы и для случая фильтрации газа [X. 12, X. 13]. Такое допущение не вводит больших ошибок, превышающих ошибки при определении свойств пласта, если, конечно, в пласте не происходит весьма существенных изменений давления. Если же изменения давления в пласте велики, то задачу для уменьшения ошибки надо разделить на несколько частей. Форма решений несколько изменяется, так как вместо давления в уравнениях для жидкости в уравнениях для газа появятся квадраты давления. Значения безразмерного времени и дебита должны рассчитываться по формулам для газа, приведенным в табл. X. 2.

Случай X. Давление на галерее ($x = 0$) поддерживается постоянным. Линейное течение газа. Этот случай соответствует случаю I для фильтрации жидкости. Для расчета применяется уравнение

$$\frac{p^2(x, t) - p_п^2}{p_к^2 - p_п^2} = \operatorname{erfc} \frac{1}{2t_D^{1/2}}. \quad \text{(X. 33)}$$

Случай XI. Дебит галереи поддерживается постоянным. Линейное течение газа. Этот случай подобен случаю II для течения жидкости:

$$\frac{p^2(x, t) - p_п^2}{p_п^2} = -mP_t. \quad \text{(X. 34)}$$

Безразмерное изменение давления P_t определяется по уравнению (X. 24).

Случай XII. На скважине поддерживается постоянное давление. Радиальное течение газа в бесконечном пласте. Основным отличием случая XII от случая IV для жидкости заключается в том, что общая накопленная добыча газа обычно выражается в $м^3$, замеренная при стандартных условиях, а не в $м^3$ газа в условиях пласта. Соответственно уравненне для выражения общей добычи газа принимает вид:

$$Q_T = \frac{8{,}225\pi\Phi r_с^2 h p_с}{\bar{p}\bar{T} \times 1{,}033} (p_с - p_п) Q_t. \quad \text{(X. 35)}$$

Значение Q_t находится по табл. X. 4 или по графику на рис. X. 8.

Случай XIII. Постоянный дебит. Радиальное течение газа в бесконечном пласте. Уравнение X. 30, приведенное для решения в случае V применительно к случаю фильтрации газа, видоизменяется. Вместо давления вводятся квадраты давления:

$$\frac{p^2(r, t) - p_п^2}{p_п^2} = -mp_t. \quad \text{(X. 36)}$$

Значения P_t берутся из табл. X. 5, графика на рис. X. 9 или вычисляется по уравнению (X. 31).

Случай XIV. На скважине поддерживается постоянное давление. Радиальное течение газа в ограниченном пласте. Методика расчета та же, что и в случае VI, за исключением того, что применяется уравнение (X. 35).

Случай XV. Постоянный дебит. Радиальное течение газа в ограниченном пласте. Этот тип задач решается подобно тому, как решается задача для случая VII, для чего используют уравнение (X. 36) и определяют p_t по табл. X. 7, графику на рис. X. 9 или уравнению (X. 31в).

Случай XVI. Постоянный дебнт. Радиальное течение газа в ограниченном пласте. На внешней границе пласта поддерживается постоянное давление. Эта задача ре-

Таблица X.8

Значения t_D и P_t для неустановившегося радиального течения в конечном пласте с постоянным давлением на контуре при $p_r = const$

$R = 1.5$		$R = 2.0$		$R = 2.5$		$R = 3.0$		$R = 3.5$		$R = 4.0$		$R = 6.0$		$R = 8.0$		$R = 10$		$R = 15$		$R = 20$		$R = 25$		$R = 30$	
t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t
5.0×10^{-2}	0.230	2.0×10^{-1}	0.424	3.0×10^{-1}	0.502	5.0×10^{-1}	0.617	5.0×10^{-1}	0.620	1.0	0.802	4.0	1.275	7.0	1.499	10.0	1.651	20.0	1.960	30.0	2.148	50.0	2.389	70.0	2.551
5.5×10^{-2}	0.240	2.2×10^{-1}	0.441	3.5×10^{-1}	0.535	5.5×10^{-1}	0.640	6.0×10^{-1}	0.665	1.2	0.857	4.5	1.320	7.5	1.527	12.0	1.730	22.0	2.003	35.0	2.219	55.0	2.434	80.0	2.615
6.0×10^{-2}	0.249	2.4×10^{-1}	0.457	4.0×10^{-1}	0.564	6.0×10^{-1}	0.662	7.0×10^{-1}	0.705	1.4	0.905	5.0	1.361	8.0	1.554	14.0	1.798	24.0	2.043	40.0	2.282	60.0	2.476	90.0	2.672
7.0×10^{-2}	0.266	2.6×10^{-1}	0.472	4.5×10^{-1}	0.591	7.0×10^{-1}	0.702	8.0×10^{-1}	0.741	1.6	0.947	5.5	1.398	8.5	1.580	16.0	1.856	26.0	2.080	45.0	2.338	65.0	2.514	100	2.723
8.0×10^{-2}	0.282	2.8×10^{-1}	0.485	5.0×10^{-1}	0.616	8.0×10^{-1}	0.738	9.0×10^{-1}	0.774	1.8	0.986	6.0	1.432	9.0	1.604	18.0	1.907	28.0	2.114	50.0	2.388	70.0	2.550	120	2.812
9.0×10^{-2}	0.292	3.0×10^{-1}	0.498	5.5×10^{-1}	0.638	9.0×10^{-1}	0.770	1.0	0.804	2.0	1.020	6.5	1.462	9.5	1.627	20.0	1.952	30.0	2.146	60.0	2.475	75.0	2.583	140	2.886
1.0×10^{-1}	0.307	3.5×10^{-1}	0.527	6.0×10^{-1}	0.659	1.0	0.799	1.2	0.858	2.2	1.052	7.0	1.490	10.0	1.648	25.0	2.043	35.0	2.218	70.0	2.547	80.0	2.614	160	2.950
1.2×10^{-1}	0.328	4.0×10^{-1}	0.552	7.0×10^{-1}	0.696	1.2	0.850	1.4	0.904	2.4	1.080	7.5	1.516	12.0	1.724	30.0	2.111	40.0	2.279	80.0	2.609	85.0	2.643	165	2.965
1.4×10^{-1}	0.344	4.5×10^{-1}	0.573	8.0×10^{-1}	0.728	1.4	0.892	1.6	0.945	2.6	1.106	8.0	1.539	14.0	1.786	35.0	2.160	45.0	2.332	90.0	2.658	90.0	2.671	170	2.979
1.6×10^{-1}	0.356	5.0×10^{-1}	0.591	9.0×10^{-1}	0.755	1.6	0.927	1.8	0.981	2.8	1.130	8.5	1.561	16.0	1.837	40.0	2.197	50.0	2.379	100	2.707	95.0	2.697	175	2.992
1.8×10^{-1}	0.367	5.5×10^{-1}	0.606	1.0	0.778	1.8	0.955	2.0	1.013	3.0	1.152	9.0	1.580	18.0	1.879	45.0	2.224	60.0	2.455	105	2.728	100	2.721	180	3.006
2.0×10^{-1}	0.375	6.0×10^{-1}	0.619	1.2	0.815	2.0	0.980	2.2	1.041	3.4	1.190	10.0	1.615	20.0	1.914	50.0	2.245	70.0	2.513	110	2.747	120	2.807	200	3.054
2.2×10^{-1}	0.381	6.5×10^{-1}	0.630	1.4	0.842	2.2	1.000	2.4	1.065	3.8	1.222	12.0	1.667	22.0	1.943	55.0	2.260	80.0	2.558	115	2.764	140	2.878	250	3.150
2.4×10^{-1}	0.386	7.0×10^{-1}	0.639	1.6	0.861	2.4	1.016	2.6	1.087	4.5	1.266	14.0	1.704	24.0	1.967	60.0	2.271	90.0	2.592	120	2.781	160	2.936	300	3.219
2.6×10^{-1}	0.390	7.5×10^{-1}	0.647	1.8	0.876	2.6	1.030	2.8	1.106	5.0	1.290	16.0	1.730	26.0	1.986	65.0	2.279	100	2.619	125	2.796	180	2.984	350	3.289
2.8×10^{-1}	0.393	8.0×10^{-1}	0.654	2.0	0.887	2.8	1.042	3.0	1.123	5.5	1.309	18.0	1.749	28.0	2.002	70.0	2.285	120	2.655	130	2.810	200	3.024	400	3.306
3.0×10^{-1}	0.396	8.5×10^{-1}	0.660	2.2	0.895	3.0	1.051	3.5	1.158	6.0	1.325	20.0	1.762	30.0	2.016	75.0	2.290	140	2.677	135	2.823	220	3.057	450	3.332
3.5×10^{-1}	0.400	9.0×10^{-1}	0.665	2.4	0.900	3.5	1.069	4.0	1.183	7.0	1.347	22.0	1.771	35.0	2.040	80.0	2.293	160	2.689	140	2.835	240	3.085	500	3.351
4.0×10^{-1}	0.402	9.5×10^{-1}	0.669	2.6	0.905	4.0	1.080	5.0	1.215	8.0	1.361	24.0	1.777	40.0	2.055	90.0	2.297	180	2.697	145	2.846	260	3.107	600	3.375
4.5×10^{-1}	0.404	1.0	0.673	2.8	0.908	4.5	1.087	6.0	1.232	9.0	1.370	26.0	1.781	45.0	2.064	100	2.300	200	2.701	150	2.857	280	3.126	700	3.387
5.0×10^{-1}	0.405	1.2	0.682	3.0	0.910	5.0	1.091	7.0	1.242	10.0	1.376	28.0	1.784	50.0	2.070	110	2.301	220	2.704	160	2.876	300	3.142	800	3.394
6.0×10^{-1}	0.405	1.4	0.688	3.5	0.913	5.5	1.094	8.0	1.247	12.0	1.382	30.0	1.787	60.0	2.076	120	2.302	240	2.706	180	2.906	350	3.171	900	3.397
7.0×10^{-1}	0.405	1.6	0.690	4.0	0.915	6.0	1.096	9.0	1.250	14.0	1.385	35.0	1.789	70.0	2.078	130	2.302	260	2.707	200	2.929	400	3.189	1.000	3.399
8.0×10^{-1}	0.405	1.8	0.692	4.5	0.916	6.5	1.097	10.0	1.251	16.0	1.386	40.0	1.791	80.0	2.079	140	2.302	280	2.707	240	2.958	450	3.200	1.200	3.401
		2.0	0.692	5.0	0.916	7.0	1.097	12.0	1.252	18.0	1.386	50.0	1.792			160	2.303	300	2.708	280	2.975	500	3.207	1.400	3.401
		2.5	0.693	5.5	0.916	8.0	1.098	14.0	1.253											300	2.980	600	3.214		
		3.0	0.693	6.0	0.916	10.0	1.099	16.0	1.253											400	2.992	700	3.217		
																				500	2.995	800	3.218		
																						900	3.219		

Продолжение табл. X. 8

$R = 40$		$R = 50$		$R = 60$		$R = 70$		$R = 80$		$R = 90$		$R = 100$		$R = 200$		$R = 300$		$R = 400$		$R = 500$		$R = 600$		$R = 700$	
t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t
120	2.813	200	3.064	3.0×10^2	3.257	5.0×10^2	3.512	6.0×10^2	3.603	8.0×10^2	3.747	1.0×10^3	3.859	1.5×10^3	4.061	6.0×10^3	4.754	1.5×10^4	5.212	2.0×10^4	5.356	4.0×10^4	5.703	5.0×10^4	5.814
140	2.888	220	3.111	4.0×10^2	3.401	6.0×10^2	3.603	7.0×10^2	3.680	9.0×10^2	3.806	1.2×10^3	3.949	2.0×10^3	4.205	8.0×10^3	4.898	2.0×10^4	5.356	2.5×10^4	5.468	4.5×10^4	5.762	6.0×10^4	5.905
160	2.953	240	3.154	5.0×10^2	3.512	7.0×10^2	3.680	8.0×10^2	3.747	1.0×10^3	3.858	1.4×10^3	4.026	2.5×10^3	4.317	10.0×10^3	5.010	3.0×10^4	5.556	3.0×10^4	5.559	5.0×10^4	5.814	7.0×10^4	5.982
180	3.011	260	3.193	6.0×10^2	3.602	8.0×10^2	3.746	9.0×10^2	3.805	1.2×10^3	3.949	1.6×10^3	4.092	3.0×10^3	4.408	12.0×10^3	5.101	4.0×10^4	5.689	3.5×10^4	5.636	6.0×10^4	5.904	8.0×10^4	6.048
200	3.063	280	3.229	7.0×10^2	3.676	9.0×10^2	3.803	10.0×10^2	3.857	1.3×10^3	3.988	1.8×10^3	4.150	3.5×10^3	4.485	14.0×10^3	5.177	5.0×10^4	5.781	4.0×10^4	5.702	7.0×10^4	5.979	9.0×10^4	6.105
220	3.109	300	3.263	8.0×10^2	3.739	10.0×10^2	3.854	12.0×10^2	3.946	1.4×10^3	4.025	2.0×10^3	4.200	4.0×10^3	4.552	16.0×10^3	5.242	6.0×10^4	5.845	4.5×10^4	5.759	8.0×10^4	6.041	10.0×10^4	6.156
240	3.152	350	3.339	9.0×10^2	3.792	12.0×10^2	3.937	14.0×10^2	4.019	1.5×10^3	4.058	2.5×10^3	4.303	5.0×10^3	4.663	18.0×10^3	5.299	7.0×10^4	5.889	5.0×10^4	5.810	9.0×10^4	6.094	12.0×10^4	6.239
260	3.191	400	3.405	10.0×10^2	3.832	14.0×10^2	4.003	15.0×10^2	4.051	1.8×10^3	4.144	3.0×10^3	4.379	6.0×10^3	4.754	20.0×10^3	5.348	8.0×10^4	5.920	6.0×10^4	5.894	10.0×10^4	6.139	14.0×10^4	6.305
280	3.226	450	3.461	12.0×10^2	3.908	16.0×10^2	4.054	16.0×10^2	4.080	2.0×10^3	4.192	3.5×10^3	4.434	7.0×10^3	4.829	24.0×10^3	5.429	9.0×10^4	5.942	7.0×10^4	5.960	12.0×10^4	6.210	16.0×10^4	6.357
300	3.259	500	3.512	14.0×10^2	3.959	18.0×10^2	4.095	18.0×10^2	4.130	2.5×10^3	4.285	4.0×10^3	4.478	8.0×10^3	4.894	28.0×10^3	5.491	10.0×10^4	5.957	8.0×10^4	6.013	14.0×10^4	6.262	18.0×10^4	6.398
350	3.331	550	3.556	16.0×10^2	3.996	20.0×10^2	4.127	20.0×10^2	4.171	3.0×10^3	4.349	4.5×10^3	4.510	9.0×10^3	4.949	30.0×10^3	5.517	11.0×10^4	5.967	9.0×10^4	6.055	16.0×10^4	6.299	20.0×10^4	6.430
400	3.391	600	3.595	18.0×10^2	4.023	25.0×10^2	4.181	25.0×10^2	4.248	3.5×10^3	4.394	5.0×10^3	4.534	10.0×10^3	4.996	40.0×10^3	5.606	12.0×10^4	5.975	10.0×10^4	6.088	18.0×10^4	6.326	25.0×10^4	6.484
450	3.440	650	3.630	20.0×10^2	4.043	30.0×10^2	4.211	30.0×10^2	4.297	4.0×10^3	4.426	5.5×10^3	4.552	12.0×10^3	5.072	50.0×10^3	5.652	12.5×10^4	5.977	12.0×10^4	6.135	20.0×10^4	6.345	30.0×10^4	6.514
500	3.482	700	3.661	25.0×10^2	4.071	35.0×10^2	4.228	35.0×10^2	4.328	4.5×10^3	4.448	6.0×10^3	4.565	14.0×10^3	5.129	60.0×10^3	5.676	13.0×10^4	5.980	14.0×10^4	6.164	25.0×10^4	6.374	35.0×10^4	6.530
550	3.516	750	3.688	30.0×10^2	4.084	40.0×10^2	4.237	40.0×10^2	4.347	5.0×10^3	4.464	6.5×10^3	4.579	16.0×10^3	5.171	70.0×10^3	5.690	14.0×10^4	5.983	16.0×10^4	6.183	30.0×10^4	6.387	40.0×10^4	6.540
600	3.545	800	3.713	35.0×10^2	4.090	45.0×10^2	4.242	45.0×10^2	4.360	6.0×10^3	4.482	7.0×10^3	4.583	18.0×10^3	5.203	80.0×10^3	5.696	16.0×10^4	5.988	18.0×10^4	6.195	35.0×10^4	6.392	45.0×10^4	6.545
650	3.568	850	3.735	40.0×10^2	4.092	50.0×10^2	4.245	50.0×10^2	4.368	7.0×10^3	4.491	7.5×10^3	4.588	20.0×10^3	5.227	90.0×10^3	5.700	18.0×10^4	5.990	20.0×10^4	6.202	40.0×10^4	6.395	50.0×10^4	6.543
700	3.588	900	3.754	45.0×10^2	4.093	55.0×10^2	4.247	60.0×10^2	4.376	8.0×10^3	4.496	8.0×10^3	4.593	25.0×10^3	5.264	10.0×10^4	5.702	20.0×10^4	5.991	25.0×10^4	6.211	50.0×10^4	6.397	60.0×10^4	6.550
800	3.619	950	3.771	50.0×10^2	4.094	60.0×10^2	4.247	70.0×10^2	4.380	9.0×10^3	4.498	9.0×10^3	4.598	30.0×10^3	5.282	12.0×10^4	5.703	24.0×10^4	5.991	30.0×10^4	6.213	60.0×10^4	6.397	70.0×10^4	6.551
900	3.640	1,000	3.787	55.0×10^2	4.094	65.0×10^2	4.248	80.0×10^2	4.381	10.0×10^3	4.499	10.0×10^3	4.601	35.0×10^3	5.290	14.0×10^4	5.704	26.0×10^4	5.991	35.0×10^4	6.214			80.0×10^4	6.551
1,000	3.655	1,200	3.833			70.0×10^2	4.248	90.0×10^2	4.382	11.0×10^3	4.499	12.5×10^3	4.604	40.0×10^3	5.294	15.0×10^4	5.704			40.0×10^4	6.214				
1,200	3.672	1,400	3.862			75.0×10^2	4.248	10.0×10^3	4.382	12.0×10^3	4.500	15.0×10^3	4.605												
1,400	3.681	1,600	3.881			80.0×10^2	4.248	11.0×10^3	4.382	14.0×10^3	4.500														
1,600	3.685	1,800	3.892																						
1,800	3.687	2,000	3.900																						
2,000	3.688	2,200	3.904																						
2,500	3.689	2,400	3.907																						
		2,600	3.909																						
		2,800	3.910																						

Продолжение табл. X. 8

R = 800		R = 900		R = 1,000		R = 1,200		R = 1,400		R = 1,600		R = 1,800		R = 2,000		R = 2,200		R = 2,400		R = 2,600		R = 2,800		R = 3,000	
t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t	t_D	P_t
7.0×10^4	5.983	8.0×10^4	6.049	1.0×10^5	6.161	2.0×10^5	6.507	2.0×10^5	6.507	2.5×10^5	6.619	3.0×10^5	6.710	4.0×10^5	6.854	5.0×10^5	6.966	6.0×10^5	7.057	7.0×10^5	7.134	8.0×10^5	7.201	1.0×10^6	7.312
8.0×10^4	6.049	9.0×10^4	6.108	1.2×10^5	6.252	3.0×10^5	6.704	2.5×10^5	6.619	3.0×10^5	6.710	4.0×10^5	6.854	5.0×10^5	6.966	5.5×10^5	7.013	7.0×10^5	7.134	8.0×10^5	7.201	9.0×10^5	7.260	1.2×10^6	7.403
9.0×10^4	6.108	10.0×10^4	6.161	1.4×10^5	6.329	4.0×10^5	6.833	3.0×10^5	6.709	3.5×10^5	6.787	5.0×10^5	6.965	6.0×10^5	7.056	6.0×10^5	7.057	8.0×10^5	7.200	9.0×10^5	7.259	10.0×10^5	7.312	1.4×10^6	7.480
10.0×10^4	6.160	12.0×10^4	6.251	1.6×10^5	6.395	5.0×10^5	6.918	3.5×10^5	6.785	4.0×10^5	6.853	6.0×10^5	7.054	7.0×10^5	7.132	6.5×10^5	7.097	9.0×10^5	7.259	10.0×10^5	7.312	12.0×10^5	7.403	1.6×10^6	7.545
12.0×10^4	6.249	14.0×10^4	6.327	1.8×10^5	6.452	6.0×10^5	6.975	4.0×10^5	6.849	5.0×10^5	6.962	7.0×10^5	7.120	8.0×10^5	7.196	7.0×10^5	7.133	10.0×10^5	7.310	12.0×10^5	7.401	16.0×10^5	7.542	1.8×10^6	7.602
14.0×10^4	6.322	16.0×10^4	6.392	2.0×10^5	6.503	7.0×10^5	7.013	5.0×10^5	6.950	6.0×10^5	7.046	8.0×10^5	7.188	9.0×10^5	7.251	7.5×10^5	7.167	12.0×10^5	7.398	14.0×10^5	7.475	20.0×10^5	7.644	2.0×10^6	7.651
16.0×10^4	6.382	18.0×10^4	6.447	2.5×10^5	6.605	8.0×10^5	7.038	6.0×10^5	7.026	7.0×10^5	7.114	9.0×10^5	7.238	10.0×10^5	7.298	8.0×10^5	7.199	16.0×10^5	7.526	16.0×10^5	7.536	24.0×10^5	7.719	2.4×10^6	7.732
18.0×10^4	6.432	20.0×10^4	6.494	3.0×10^5	6.681	9.0×10^5	7.056	7.0×10^5	7.082	8.0×10^5	7.167	10.0×10^5	7.280	12.0×10^5	7.374	8.5×10^5	7.229	20.0×10^5	7.611	18.0×10^5	7.588	28.0×10^5	7.775	2.8×10^6	7.794
20.0×10^4	6.474	25.0×10^4	6.587	3.5×10^5	6.738	10.0×10^5	7.067	8.0×10^5	7.123	9.0×10^5	7.210	15.0×10^5	7.407	14.0×10^5	7.431	9.0×10^5	7.256	24.0×10^5	7.668	20.0×10^5	7.631	30.0×10^5	7.797	3.0×10^6	7.820
25.0×10^4	6.551	30.0×10^4	6.652	4.0×10^5	6.781	12.0×10^5	7.080	9.0×10^5	7.154	10.0×10^5	7.244	20.0×10^5	7.459	16.0×10^5	7.474	10.0×10^5	7.307	28.0×10^5	7.706	24.0×10^5	7.699	35.0×10^5	7.840	3.5×10^6	7.871
30.0×10^4	6.599	40.0×10^4	6.729	4.5×10^5	6.813	14.0×10^5	7.085	10.0×10^5	7.177	15.0×10^5	7.334	30.0×10^5	7.489	18.0×10^5	7.506	12.0×10^5	7.390	30.0×10^5	7.720	28.0×10^5	7.746	40.0×10^5	7.870	4.0×10^6	7.908
35.0×10^4	6.630	45.0×10^4	6.751	5.0×10^5	6.837	16.0×10^5	7.088	15.0×10^5	7.229	20.0×10^5	7.364	40.0×10^5	7.495	20.0×10^5	7.530	16.0×10^5	7.507	35.0×10^5	7.745	30.0×10^5	7.765	50.0×10^5	7.905	4.5×10^6	7.935
40.0×10^4	6.650	50.0×10^4	6.766	5.5×10^5	6.854	18.0×10^5	7.089	20.0×10^5	7.241	25.0×10^5	7.373	50.0×10^5	7.495	25.0×10^5	7.566	20.0×10^5	7.579	40.0×10^5	7.760	35.0×10^5	7.799	60.0×10^5	7.922	5.0×10^6	7.955
45.0×10^4	6.663	55.0×10^4	6.777	6.0×10^5	6.868	19.0×10^5	7.089	25.0×10^5	7.243	30.0×10^5	7.376	51.0×10^5	7.495	30.0×10^5	7.584	25.0×10^5	7.631	50.0×10^5	7.775	40.0×10^5	7.821	70.0×10^5	7.930	6.0×10^6	7.979
50.0×10^4	6.671	60.0×10^4	6.785	7.0×10^5	6.885	20.0×10^5	7.090	30.0×10^5	7.244	35.0×10^5	7.377	52.0×10^5	7.495	35.0×10^5	7.593	30.0×10^5	7.661	60.0×10^5	7.780	50.0×10^5	7.845	80.0×10^5	7.934	7.0×10^6	7.992
55.0×10^4	6.676	70.0×10^4	6.794	8.0×10^5	6.895	21.0×10^5	7.090	31.0×10^5	7.244	40.0×10^5	7.378	53.0×10^5	7.495	40.0×10^5	7.597	35.0×10^5	7.677	70.0×10^5	7.782	60.0×10^5	7.856	90.0×10^5	7.936	8.0×10^6	7.999
60.0×10^4	6.679	80.0×10^4	6.798	9.0×10^5	6.901	22.0×10^5	7.090	32.0×10^5	7.244	42.0×10^5	7.378	54.0×10^5	7.495	50.0×10^5	7.600	40.0×10^5	7.686	80.0×10^5	7.783	70.0×10^5	7.860	10.0×10^6	7.937	9.0×10^6	8.002
70.0×10^4	6.682	90.0×10^4	6.800	10.0×10^5	6.904	23.0×10^5	7.090	33.0×10^5	7.244	44.0×10^5	7.378	56.0×10^5	7.495	60.0×10^5	7.601	50.0×10^5	7.693	90.0×10^5	7.783	80.0×10^5	7.862	12.0×10^6	7.937	10.0×10^6	8.004
80.0×10^4	6.684	10.0×10^5	6.801	12.0×10^5	6.907	24.0×10^5	7.090							64.0×10^5	7.601	60.0×10^5	7.695	95.0×10^5	7.783	90.0×10^5	7.863	13.0×10^6	7.937	12.0×10^6	8.006
100.0×10^4	6.684			14.0×10^5	6.907											70.0×10^5	7.696			10.0×10^6	7.863			15.0×10^6	8.006
				16.0×10^5	6.908											80.0×10^5	7.696								

шается так же, как и задача для случая VIII, при помощи уравнения (X. 36) и значения p_t из табл. X. 8.

Случай XVII. Темп отбора периодически изменяется, но дебит каждый раз постоянный. Для случая фильтрации газа уравнение (X. 32) принимает вид:

$$\frac{p^2(r,t)-p_{\text{п}}^2}{p_{\text{п}}^2}=m_1P_{t_1}+(m_2-m_1)P_{t_2}+$$

$$+(m_3-m_2)P_{t_3}+\ldots+(m_n-m_{n-1})P_{t_n}. \quad \text{(X. 37)}$$

Обозначения те же, что и в уравнении (X. 32).

7. РЕШЕНИЕ ЗАДАЧ ПО ФИЛЬТРАЦИИ ГАЗА МЕТОДОМ СМЕНЫ СТАЦИОНАРНЫХ СОСТОЯНИЙ

Джанисек и Катц (Janicek and Katz) [X. 18] получили решения уравнений неустановившегося радиального течения газа, принимая, что $\partial p/\partial t$ в любой данный момент не зависит от радиуса. Это допущение было названо Маскетом (Muskat) [I. 11] «предположением смены стационарных состояний» и применялось для решения задач Метьюзом, Бронсом и Хазбруком (Matthews, Brons and Hazebrock) [X. 22]. Такое предположение наиболее приемлемо для ограниченных пластов, когда воронка депрессии скважины, работающей с постоянным дебитом, достигла границы пласта. Полученные Джанисеком и Катцем для этих условий решения затем были применены к бесконечным пластам по аналогии с более точными решениями. Ценность полученных Джанисеком и Катцем решений заключается в их математической простоте, которая во многих задачах позволяет легко понять существо явления, что невозможно при более строгом математическом описании.

Уравнение для неустановившегося радиального течения газа (X. 14) можно переписать в виде

$$\frac{\partial p^2}{\partial t}=\frac{kp}{\mu\Phi r^2}\frac{\partial^2p^2}{\partial(\ln r)^2}. \quad \text{(X. 38)}$$

Если использовать безразмерные значения $P=p/p_{\text{п}}$, $R=r/r_{\text{с}}$ и $t_D=kpt/\mu\Phi r_{\text{с}}^2$, то уравнение (X. 38) можно записать в виде

$$\frac{\partial P^2}{\partial t_D}=\frac{1}{R^2}\frac{\partial^2P^2}{\partial(\ln R)^2}. \quad \text{(X. 39)}$$

Принимая, что $\partial P^2/\partial t_D$ не зависит от R, уравнение (X. 39) можно переписать в виде

$$\frac{\partial P^2}{\partial t_D}=\frac{1}{R^2}\frac{d^2P^2}{d(\ln R)^2}. \quad \text{(X. 40)}$$

Граничные условия для случая постоянного дебита запишутся в следующем виде:

$$\frac{dP^2}{d(\ln R)}=m \text{ при } R=1. \quad \text{(X. 41)}$$

Граничные условия на границе пласта записываются в виде

$$\frac{dP^2}{d(\ln R)}=0 \quad \text{при} \quad R=R_{\text{эф}}, \quad \text{(X. 42)}$$

где $R_{\text{эф}}$ представляет собой отношение $r_{\text{эф}}/r_{\text{с}}$, упоминаемое раньше. Уравнение (X. 40) можно проинтегрировать в пределах $R=1$ и $R=R_{\text{эф}}$:

$$\frac{dP^2}{dt_D}\int_1^{R_{\text{эф}}}R^2d(\ln R)=\left[\frac{dP^2}{d(\ln R)}\right]_{R-1}^{R=R_{\text{эф}}}. \quad \text{(X. 43)}$$

В результате получим

$$-\frac{dP^2}{dt_D}=\frac{2m}{R_{\text{эф}}^2-1}. \quad \text{(X. 44)}$$

Уравнение (X. 44) выражает темп падения давления в точке с любым значением радиуса для любого безразмерного дебита m и эффективного радиуса дренирования $R_{\text{эф}}$.

Значение dP^2/dt_D, найденное из уравнения (X. 44), теперь можно подставлять в уравнение (X. 40). В результате получим выражение для градиента давления в любой момент времени

$$\frac{dP^2}{d(\ln R)}=\frac{2m}{R_{\text{эф}}^2-1}\int_R^{R_{\text{эф}}}R^2d(\ln R)=m\left(1-\frac{R^2-1}{R_{\text{эф}}^2-1}\right). \quad \text{(X. 45)}$$

$$P_{\text{п}}^2-P_{\text{с}}^2=\frac{m}{2}\left[\left(1+\frac{R_{\text{с}}^2}{R_{\text{эф}}^2-R_{\text{с}}^2}\right)\left(\ln\frac{R_{\text{эф}}^2}{R_{\text{с}}}\right)-\delta\right]. \quad \text{(X. 46)}$$

где

$$P_{\text{п}}^2=p_{\text{п}}^2/p_{\text{п}}^2=1 \text{ и } R_{\text{с}}^2=r_{\text{с}}/r_{\text{с}}=1.$$

В этом уравнении для конечных пластов, когда градиент давления (воронка депрессии) достигает границы пласта, значение δ равно единице. Для бесконечных пластов или для тех случаев, когда эффективный радиус дренирования еще не достиг внешней границы пласта, δ=постоянной Эйлера=0,5772.

Джанисек и Катц с помощью указанных методов получили ряд других уравнений для неустановившегося течения газа. Рассматривая фильтрацию газа в бесконечном пласте, они получили уравнение для оценки изменения давления в стволе скважины во времени

$$P_{\text{п}}^2-P_{\text{с}}^2=\frac{m}{2}\ln(4t_De^{-\delta}+1). \quad \text{(X. 47)}$$

Эффективный радиус дренирования

$$R_{\text{эф}}^2=4t_D. \quad \text{(X. 48)}$$

Это уравнение подобно, но не идентично выражению, данному Мак Робертсом (Mac Roberts) [X. 21].

Чтобы найти отношение кажущегося или установившегося радиуса дренирования к эффективному радиусу дренирования, Джанисек и Катц предлагают применять отношение 0,749 для случая, когда эффективный радиус дренирования продолжает распространяться, и 0,606, когда эффективный радиус дренирования становится постоянным, достигнув границы пласта.

После того как эффективный радиус дренирования достиг границы пласта, что рассчитывается по уравнению (X. 48), и дальше не распространяется, падение давления во времени определяется по уравнению

$$p_{\text{п}_1}-p_{\text{п}_2}=\frac{0{,}0000477zT(t-t_{\text{к}})Q}{h\Phi r_{\text{к}}^2}, \quad \text{(X. 49)}$$

где $p_{\text{п}_1}$ — абсолютное давление в пласте в точке $r_{\text{к}}$ и в момент времени $t_{\text{к}}$ в *ат*; $p_{\text{п}_2}$ — абсолютное давление в пласте в точке $r_{\text{к}}$ и в момент времени t в *ат*; t — общее время работы скважины в *ч*; $r_{\text{к}}$ — радиус внешней границы области, дренируемой скважиной, в *м*; z, T, h, Φ и Q — в обычных промысловых единицах.

Применяя к этим уравнениям принцип суперпозиции, получим уравнение для экстраполяции кривых восстановления давления при закрытии скважин

$$\frac{p_{c_2}^2 - p_{c_1}^2}{Q_1} = \frac{0{,}5143\mu z T}{hk} \lg \frac{0{,}000785kp\,(t_2 - t_1)}{\mu\Phi r_c^2}, \quad (X.\ 50)$$

где p_{c_1} — абсолютное давление на скважине в момент ее закрытия (t_1) в $ат$; p_{c_2} — абсолютное давление на скважине в момент времени t_2 в $ат$; Q_1 — постоянный дебит скважины перед ее закрытием, т. е. в момент времени t_1 (в $ч$), в $м^3/сутки$; μ, z, T, h, k, p, Φ и r_c — в обычных промысловых единицах.

8. УРАВНЕНИЯ В КОНЕЧНЫХ РАЗНОСТЯХ

Уравнения неустановившегося течения можно решать путем использования конечных приращений давления, расстояния и времени вместо дифференциалов dp, dx и dt. Уравнение в частных производных, написанное для таких конечных приращений, называется уравнением в конечных разностях. Уравнение в частных производных вначале преобразуется таким образом, что все частные производные по расстоянию группируются на одной стороне, а все частные производные по времени — на другой. Тогда по известному распределению давления от расстояния в начальный момент находится изменение давления в зависимости от расстояния для малых приращений расстояния и используется в уравнении для определения изменения давления при соответствующем приращении времени. Таким образом, кривую распределения давления в последующие моменты времени можно рассчитать путем последовательных операций, и решить уравнение неустановившегося течения газа. Частные производные давления по времени для какого-то фиксированного расстояния выражаются уравнением

$$\frac{\partial p^2}{\partial t} = \frac{\Delta p^2}{\Delta t} = \frac{p^2(x, t + \Delta t) - p^2(x,t)}{\Delta t}. \quad (X.\ 51)$$

Приведенные производные являются производными, в которых x в качестве переменной не фигурирует, так как в обоих случаях p^2 оценивается для той же самой точки x. Значение p^2 определяется для времени t и $t + \Delta t$. Таким образом, выражение в правой части уравнения (X. 51) является частной производной по времени в точке x.

Вторые производные выражаются таким же образом. В качестве примера приводятся частные производные по x при постоянном значении

$$\frac{\partial^2 p^2}{\partial x^2} = \frac{\Delta(\Delta p^2)}{(\Delta x)^2} = \frac{[p^2(x + \Delta x, t) - p^2(x,t)] - [p^2(x,t) - p^2(x - \Delta x, t)]}{(\Delta x)^2} = \frac{p^2(x + \Delta x, t) - 2p^2(x,t) + p^2(x - \Delta x, t)}{(\Delta x)^2}. \quad (X.\ 52)$$

Уравнение (X. 14) для неустановившегося радиального течения газа, выраженное через приведенные выше соотношения конечных разностей, принимает вид

$$p^2(r, t + \Delta t) = \frac{\Delta t k p}{(\Delta r)^2 \mu\Phi}\left[\left(1 - \frac{\Delta r}{2r}\right)p^2(r - \Delta r, t) + \left(1 + \frac{\Delta r}{2r}\right)p^2 = (r + \Delta r, t)\right]. \quad (X.\ 53)$$

9. ГРАФИЧЕСКИЙ МЕТОД РЕШЕНИЯ ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНЫХ УРАВНЕНИЙ

Графический метод Шмидта, который широко используется для описания неустановившихся процессов теплопроводности, был применен [X. 11] для решения задач неустановившейся фильтрации газа. Этот метод довольно разносторонний и может использоваться для решения многих задач, включающих различные граничные условия. Можно применять его при решении различных промысловых задач. Для этого метода требуется минимальный математический аппарат и не нужны дорогие счетные машины.

В коэффициенте правой части уравнения (X. 14) предполагается постоянное среднее давление p. Значение приращения времени Δt выбирается таким образом, что составляет от $^1/_{20}$ до $^1/_{10}$ общего времени периода неустановившегося течения, который следует рассчитывать, и определяется Δr из уравнения

$$\Delta t = \frac{(\Delta r)^2 \mu\Phi_{\text{п}}}{2k\bar{p}}. \quad (X.\ 54)$$

Используя значение Δr, полученное из уравнения (X. 54), уравнение (X. 53) можно написать в виде

$$p^2(r, t + \Delta t) = {}^1/_2\left[\left(1 - \frac{\Delta r}{2r}\right)p^2(r - \Delta r, t) + \left(1 + \frac{\Delta r}{2r}\right)p^2 = (r + \Delta r, t)\right]. \quad (X.\ 55)$$

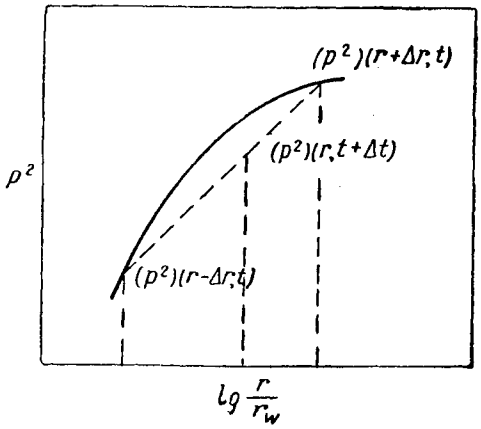


Рис. X. 10. Графическое решение задачи о неустановившемся радиальном течении [X. 11].

При помощи уравнения (X. 55) можно рассчитать неустановившееся радиальное течение, что иллюстрируется на графике (рис. X. 10). Этот график, если построить кривую p^2 от $lg(r/r_c)$ для какого-то момента времени, выражает градиент давления. На графике проводятся три вертикальные линии, отстоящие друг от друга на расстоянии Δr. Пересечение линии, проведенной из точки $p^2(r - \Delta r, t)$ до $p^2(r + \Delta r, t)$, с вертикальной линией, соответствующей r, дает значение p^2 при данном r через интервал времени Δt после первоначального градиента давления. Таким путем определяется полный градиент давления в последующие моменты времени и решается уравнение неустановившегося течения. Этот графический метод расчета, основан-

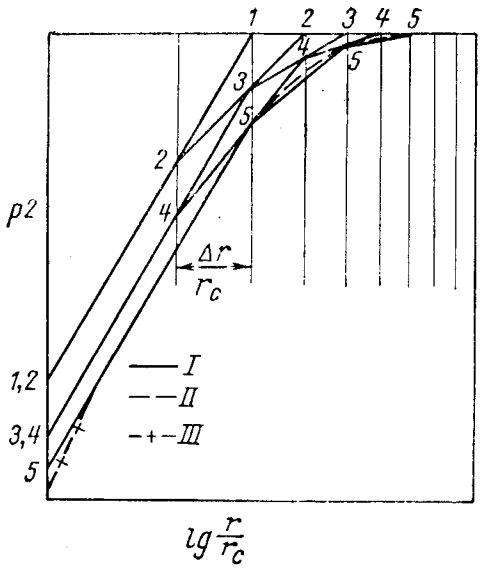


Рис. X. 11. Графическое определение градиентов пластового давления при смене темпа отбора жидкости (при постоянном дебите) [X. 11].

I — линии построения; *II* — конечный градиент давления; *III* — область влияния отклонения от закона Дарси.

ный на применении уравнения (X. 55) можно свести к вычислению средневзвешенного давления в двух точках, отстоящих друг от друга на расстоянии $2\Delta r$, по которым находится давление в более позднее время. Коэффициент взвешивания, как это видно из уравнения (X. 55), должен быть обратно пропорционален r.

Целесообразность применения логарифмической шкалы для r вытекает из графического расчета, ибо $d(\ln r) = dr/r$ и $\Delta(\ln r) = \Delta r/r$.

Графические расчеты для периода неустановившегося течения при неизменной вязкости жидкости (газа) в бесконечном пласте, имеющем первоначально равномерно распределенное давление, выполняются, как следует ниже, для того, чтобы рассчитать градиент давления в пласте к концу переходного периода. Для этого необходимо знать значения k, h, $p_п$, $\bar{\mu}$, Φ, $\bar{z}$, T, Q, $\bar{p}$ и r_c. Необходимо заранее считать среднее давление в возмущенной части пласта, чтобы определить $\bar{\mu}$, $\bar{z}$ и $\bar{p}$. Затем берется лист полулогарифмической бумаги с соответствующим масштабом значений p^2 на линейной шкале (ординате) и r на логарифмической шкале (абсциссе). Применяя уравнение (X. 54), можно выбирать значения Δt и Δr, после чего чертятся вертикальные линии, соответствующие $r = \Delta r, 2\Delta r, 3\Delta r$ и т. д., до $10\Delta r$ или $20\Delta r$ в зависимости от желаемой точности. На рис. X. 11 показана такая диаграмма.

Затем из уравнения (X. 2) путем подстановки $p_1 = p_п$, $\varepsilon_1 = 2\Delta r$ и $r_2 = r_c$ определяется градиент давления при установившейся фильтрации. Значение p_1^2, которое в этом случае является p_c^2, вычисляется из уравнения (X. 2) и откладывается против $r = r_c$. В результате получается линия, подобная линии *I*—*I* на рис. X. 11. Наклон этой линии соответствует градиенту давления при установившейся фильтрации. Все линии, соответствующие другим градиентам давления при установившейся фильтрации, для этого же значения дебита будут параллельны этой линии.

Как это видно из графика на рис. X. 10, давление в точках r_c, Δr и $3\Delta r$ через интервал времени Δt соответствует точкам *2*—*2* на рис. X. 11. Через интервал времени $2\Delta t$ градиент давления дан точками *3*—*3* на рис. X. 11. Следует заметить, что наклон градиента давления вблизи ствола скважины всегда является наклоном, соответствующим установившемуся течению, и что влияние неустановившейся фильтрации проявляется в том, что изменяется наклон кривой, выражающей градиент давления, в точках на некотором удалении от скважины. Вычисления подобным же образом продолжаются до тех пор, пока не будет просчитано нужное время переходного периода.

Иногда необходимо в распределение градиента давления установившегося течения по закону Дарси ввести поправку на его отклонение вблизи ствола скважины, что делается при помощи уравнения (X. 56), которое выведено из уравнения (X. 5) для радиального течения:

$$-\left(p^2_{\text{турб}} - p^2_{\text{ламин}}\right) = \frac{3{,}038 \times 10 \times zT\,\gamma Q^2\beta}{h^2 r}. \quad \text{(X. 56)}$$

Это уравнение получено вычитанием уравнения, выражающего давление при условиях течения по закону Дарси, из подобного уравнения с учетом отклонения от закона Дарси. При этом значением $1/r_1$, которое, видимо, мало по сравнению с $1/r_2$, пренебрегаем. Введение поправки, учитывающей отклонение от закона Дарси, которая вычисляется по уравнению (X. 56), показано на рис. X. 11.

На рис. X. 12 показана методика расчета двух последовательных периодов. В конце первого переходного периода, в течение которого скважина работала с постоянным дебитом, наклон кривой градиента давления установившегося течения вблизи ствола скважины изменяется до наклона, соответствующего новому дебиту, и расчет продолжается по той же методике, по которой производился и до изменения дебита.

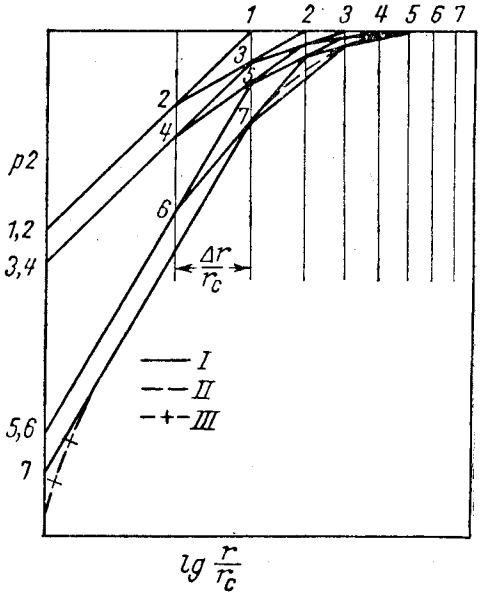


Рис. X. 12. Графическое определение градиентов пластового давления при смене темпа отбора жидкости (при постоянном дебите), причем $g_2 > g_1$ [X. 11]. Обозначения те же, что на рис. X. 11.

На рис. X. 13 иллюстрируется прием, который применяется для случая ограниченного пласта, имеющего непроницаемую внешнюю границу. В других отношениях расчет проводится, как и в предыдущих случаях.

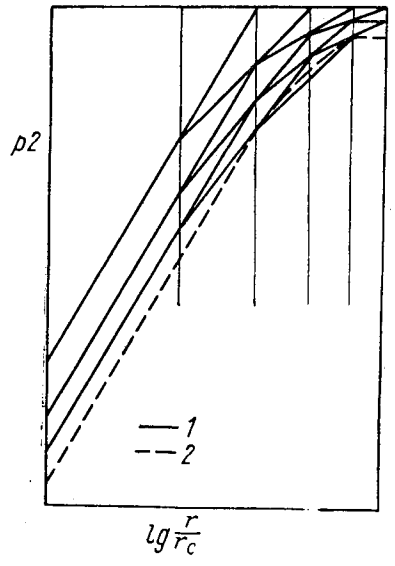


Рис. X. 13. Графическое определение градиента пластового давления при постоянном темпе отбора в бесконечном пласте [X. 11].

1 — построение; *2* — окончательное значение градиента.

При последовательно изменяемых дебитах наклон кривой градиента установившегося течения вблизи ствола скважины изменяется так, что он соответствует измененному дебиту. Корнелл (Cornell) [X. 10] дал примерную задачу, включающую четыре последовательных увеличения дебита с поправкой на отклонение от закона Дарси. На рис. X. 14 приведена графическая часть этой задачи.

Градиенты давления в газовом пласте, эксплуатируемом при постоянном темпе отбора после того, как пласт был достаточно долгое время закрытым и пластовое давление выравнилось, были рассчитаны [X. 9, II. 42] и приведены в виде диаграммы на рис. X. 15 для различных значений безразмерного дебита m, отношения радиусов R, отношения давлений p и безразмерного времени t_D. В значения, найденные из диаграммы на рис. X. 15, построенной для случая течения по закону Дарси при высоких дебитах, должна вноситься поправка на его отклонение вблизи ствола скважины. При помощи диаграммы на рис. X. 15 можно решать самые различные задачи. Например, можно рассчитать перепад давления в скважине, зная свойства жидкостей, свойства пласта, пластовые условия и дебит газа. На диаграмме (рис. X. 15) приводится полный градиент давления по пласту. Также можно по известной кривой падения давления в скважине определить проницаемость пласта, зная другие параметры пласта и пластовые условия. Ниже приводится пример, из которого видно, как можно вычислить перепад давления, пользуясь графиком на рис. X. 15.

Пример

Газовая скважина, которая на некоторое время была закрыта, должна вступить в эксплуатацию с дебитом газа 141 500 *м³/сутки*. Характеристики пласта и газа приведены ниже. Надо рассчитать забойное давление, которое будет после 20 *ч* работы скважины, считая, что течение газа ламинарное.

$\mu = 0{,}022$ *сп*; $z = 0{,}865$; пористость $\Phi = 0{,}17$; $T = 362°$ К; $k = 60$ *мд*; мощность $h = 3{,}66$ *м*; давление в закрытой скважине $p_{п_{абс}} = 246{,}05$ *ат*; радиус скважины $r_c = 0{,}1$ *м*.

Решение

$$m = \frac{0{,}1365\mu Q z T}{hkp_п^2} =$$

$$= \frac{0{,}1365 \times 0{,}022 \times 141500 \times 0{,}865 \times 362}{3{,}66 \times 60 \times 246{,}05 \times 246{,}05} = 0{,}01,$$

$$t_D = kt\frac{3{,}480 \times 10^{-4}}{\mu\Phi r_c^2} =$$

$$= \frac{3{,}480 \times 60 \times 20 \times 239}{10000 \times 0{,}022 \times 0{,}1 \times 0{,}1 \times 0{,}1} = 2668000.$$

При вычислении t_D было принято абсолютное среднее давление, равное 239 *ат*. Из графика рис. X. 15

$$\left(\frac{p}{p_п}\right)^2 = 0{,}922 \quad \text{при} \quad \frac{r_c}{r} = 1{,}0,$$

$$p_c = 246{,}05 \times 0{,}922^{1/2} = 236{,}21 \text{ ат}.$$

И больше не требуется никаких испытаний.

Так как график на рис. X. 15 построен только для $m = 0{,}01$, для других значений дебита должна вводиться соответствующая поправка. Значения давлений можно корректировать посредством применения уравнения

$$\left(\frac{p}{p_п}\right)^2_{\text{исправл}} = 1 - \left[1 - \left(\frac{p}{p_п}\right)^2_{\text{(из рис. X.15)}}\right] 100\,m. \quad \text{(X. 57)}$$

Пример

Решить предыдущий пример, если дебит равен 70 750 *м³/сутки*.

Решение

$$m = 0{,}005, \quad t_D = 2668000,$$

$$\left(\frac{p}{p_п}\right)^2 = 1{,}000 - (1{,}000 - 0{,}922) \times (100 \times 0{,}005) = 0{,}961,$$

$$p_c = 246{,}05 \times 0{,}961^{1/2} = 241{,}2 \text{ абс. ат}.$$

10. РЕШЕНИЕ ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНЫХ УРАВНЕНИЙ НА ЦИФРОВЫХ СЧЕТНЫХ МАШИНАХ

В настоящее время известно множество решений, явившихся результатом расчетов на электронных цифровых машинах, использующих перфорированные карты. Очевидно, что на таких машинах целесообразно решать задачи (в отличие от решения задач аналитическими или графическими методами рассмотренных выше) в тех случаях, когда невозможно или нежелательно вводить упрощающие допущения, как, например, осреднение коэффициентов сжимаемости, вязкости, давления, или когда геометрия рассматриваемого пласта чрезмерно сложна.

Из-за специфичного подхода к решению каждой задачи, осуществляемому с помощью счетной машины, невозможно представить общие решения, основанные на единственных кратких таблицах, как это делалось для любого из аналитических решений. Вместо этого для перекрытия диапазона принятых условий при каждом расчете на машине надо применять многочисленные таблицы и карты. Так как показать все эти таблицы и карты невозможно, приведем лишь несколько

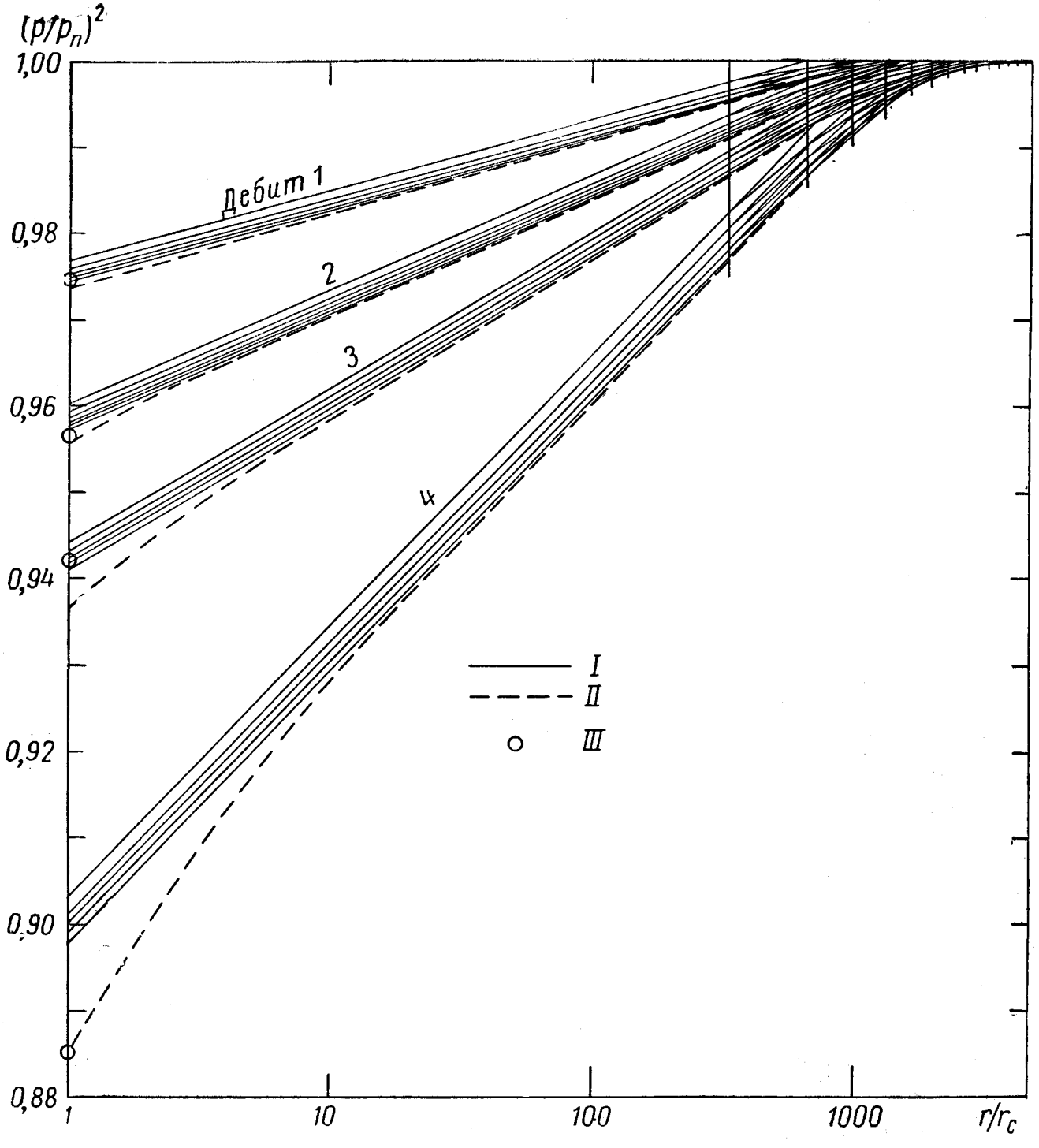


Рис. X. 14. Расчетные значения градиентов давления при исследовании скважины методом различных отборов [X. 10].

I — линии построения; *II* — окончательное значение градиента давления, учитывающее поправку на отклонение от закона Дарси; *III* — значения давления, наблюдаемые на забое скважины.

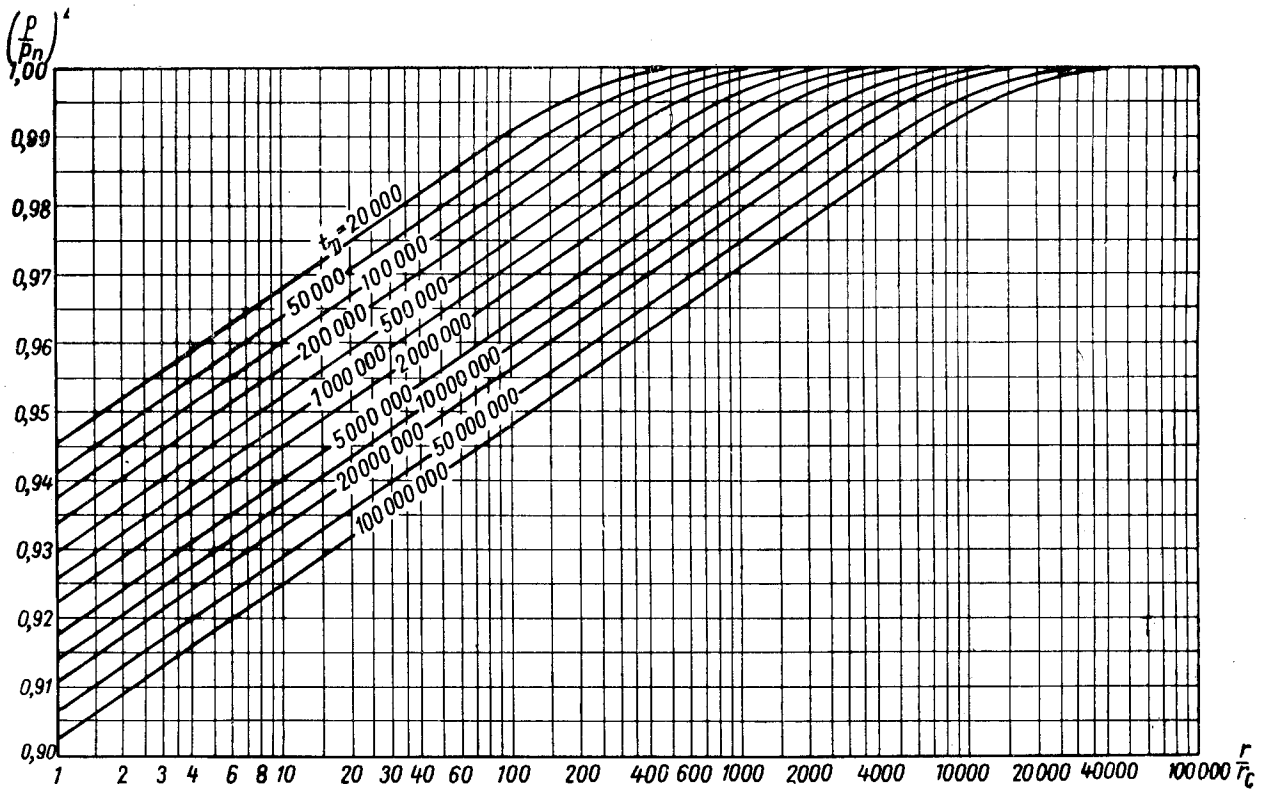


Рис. X. 15. Обобщенная диаграмма для определения градиентов пластового давления, построенная для значения безразмерного параметра $m = 0{,}010$ [II. 42].

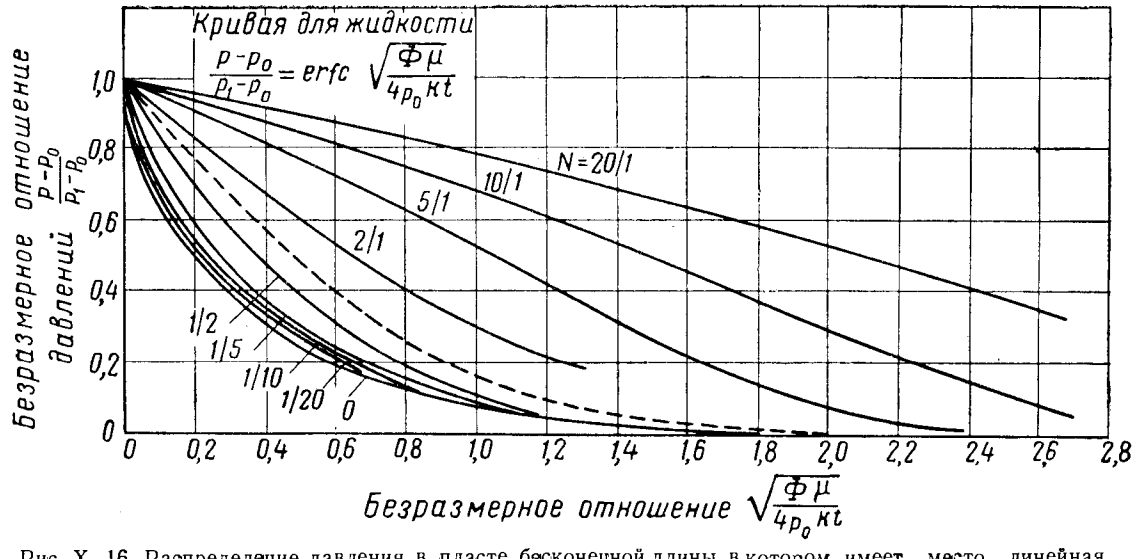


Рис. X. 16. Распределение давления в пласте бесконечной длины, в котором имеет место линейная фильтрация газа [X. 1].

p — атмосферное давление; p — начальное давление в *ат*; p_1 — конечное давление в *ат*; Φ — коэффициент пористости; μ — коэффициент вязкости в *спз*; $\varkappa$ — коэффициент проницаемости в *д*; X — расстояние в *см*; t — время в *сек*; N — отношение начального давления p_0 к постоянному конечному давлению p_1.

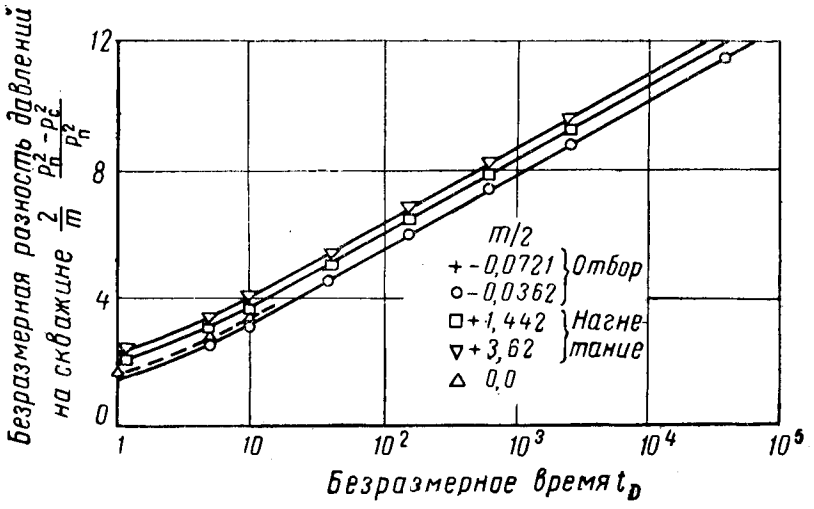


Рис. X. 17. Изменение давления на скважине во времени при эксплуатации бесконечного радиального пласта с различными темпами отбора [X. 19].

Предельный случай, когда течение отсутствует, рассчитанный аналитически Карслоу и Джегером.

результатов для типичных случаев. С решением задач, учитывающих другие диапазоны переменных, не приведенных в данной книге, можно познакомиться по соответствующим оригинальным работам [X. 1, X. 2, X. 3, X. 4, X. 5, X. 6, X. 14, X. 19, X. 20, X. 28, X. 29, X. 24].

Линейное течение газа. Несколько задач линейного течения газа (среднее давление не учитывалось) были решены Ароновским и Дженкинсом (Aronofsky and Jenkins) [X. 1]. В качестве примера на рис. X. 16 приведены решения при постоянном конечном давлении для бесконечного пласта. Соответствующие обозначения приведены на графике. Параметр N представляет собой отношение начального давления p_0 к постоянному давлению p_1.

Радиальное течение газа. Решение уравнений, описывающих радиальную фильтрацию газа, полученные без допущений о среднем давлении газа, были выполнены численным методом Дженкинсом и Ароновским (Jenkins and Aronofsky) [X. 19] и Брюсом, Писменом, Ричфордом и Рисом (Bruce, Peaceman, Rachford and Rice) [X. 6]. Типичный результат из работы Дженкинса и Ароновского приведен на рис. X. 17. Этот график дает изменение забойного давления во времени при различных темпах нагнетания и отбора газа. Это семейство кривых получено вместо единственной кривой, фигурирующей в работе Ван Эвердингена и Херста (Van Everdingen and Hurst). Наличие нескольких кривых следует объяснить тем фактом, что давление в этом случае берется также в качестве переменной величины во всех частях дифференциального уравнения.

Графики, характеризующие результаты Брюса, Писмена, Ричфорда и Риса [X. 6], полученные для неуста-

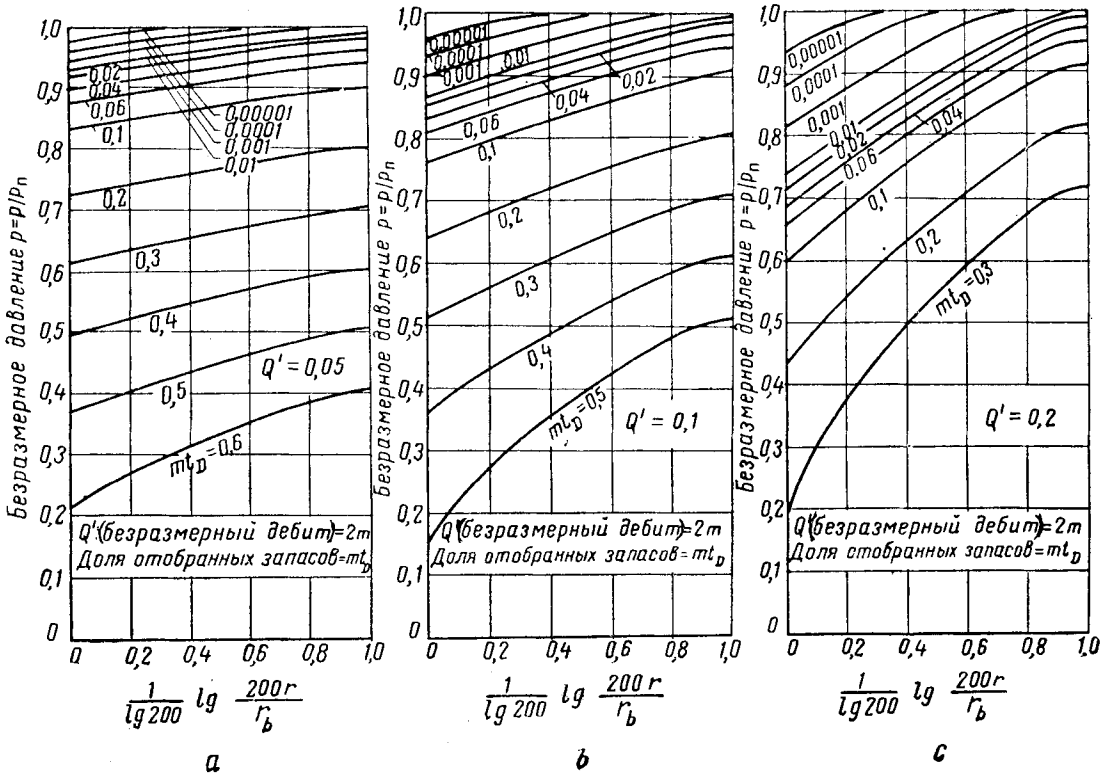


Рис. X. 18. Расчет распределения давления при истощении радиального газонасыщенного пласта. t_D определяется по внешней границе пласта $r_к$ [X. 6].

новившегося радиального течения с постоянным дебитом в ограниченном пласте, приведены на рис. X. 18 (*a*, *b*, *c*). Эти кривые можно применять для расчета давления в любой точке пласта, соответствующей данному значению безразмерного параметра mt_D, являющегося произведением безразмерного времени и безразмерного дебита.

11. РЕШЕНИЯ, ПОЛУЧЕННЫЕ С ПОМОЩЬЮ ВЫЧИСЛИТЕЛЬНЫХ УСТРОЙСТВ, ОСНОВАННЫХ НА ПРИНЦИПЕ АНАЛОГИИ

Дифференциальные уравнения для неустановившейся фильтрации газа могут решаться на электрической, электронной или механической системах, которые подчиняются законам, подобным закону Дарси pV, соотношениям и уравнению неразрывности. Например, электрическая сетка может набираться вместе с электрическими емкостями. Она моделирует в данном случае объем пласта, его пористость и сжимаемость. Электрическое сопротивление является аналогом проницаемости. Меняя сопротивление, можно варьировать вязкостью моделируемой жидкости (газа) и мощностью песчаника. Электрический ток в этом случае будет аналогом фильтрующегося газа (жидкости). Напряжение будет соответствовать давлению. Отбор электрического тока из такой системы с постоянной скоростью будет моделировать неустановившееся течение газа по пласту при отборе его с постоянным дебитом.

Для моделирования неустановившегося течения газа в пласте можно применять пневматическую аналогию, основанную на использовании комбинации капиллярных трубок и резервуаров, заполненных газом. Для воспроизведения неустановившегося течения газа можно использовать и трубки, заполненные песком.

Для решений дифференциальных уравнений применением электронной аналогии комбинируются электронные схемы, на которых можно дифференцировать, интегрировать или производить другие необходимые функции.

В числе полученных с помощью вычислительных устройств, известных на сегодня решений, основанных на принципах аналогии, следует указать результаты, полученные с использованием пневматической аналогии, представленные Хоупертом (Houpeurt) [X. 17], и результаты, полученные на сетках электросопротивлений с емкостями Грином и Уилтсом (Green and Wilts [X. 16]. Миллер, Деес и Хатчинсон (Miller, Dyes and Hutchinson) [X. 23] также использовали сетки электросопротивлений с емкостями для решения задач восстановления давления в закрытых скважинах.

12. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ВЫРАВНИВШЕГОСЯ ПЛАСТОВОГО ДАВЛЕНИЯ

Чтобы иметь правильное представление о текущих запасах газа в пласте и вносить поправки в кривые «дебит — перепад давления» при постепенном истощении залежи, необходимо периодически замерять давление в закрытой скважине, соответствующее пластовому давлению.

В разных зонах пласта, имеющего малую проницаемость, даже по истечении продолжительного времени после закрытия скважины может существовать заметное различие в давлении. Это различие давлений обусловлено низкими скоростями течения газа через малопроницаемый пласт при его миграции в более истощенную зону. Указанное различие давлений в разных точках пласта следует учитывать при расчетах. В этих случаях целесообразно пользоваться «выравнившимся пластовым давлением». Выравнившееся пластовое давление представляет собой давление, которое должно существовать в пласте по прошествии такого отрезка времени, к концу которого миграция газа в истощенные зоны прекратилась и в пласте практически не существует градиентов давления.

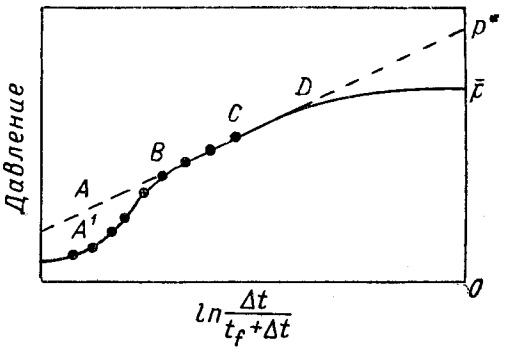


Рис. 19. Кривая восстановления давления [X. 22].

Меттьюз, Бронс и Хазброк (Matthews, Brons and Hazebroek) [X. 22] предлагают метод определения выравнившегося давления, основанный на использовании кривой восстановления давления во времени. После того как скважина эксплуатировалась в течение времени t_f, ее закрывают. Затем через интервалы времени Δt фиксируется давление на забое скважины. По результатам измерений строится график, на котором забойное давление откладывается против $\lg \Delta t/t_f + \Delta t$ (рис. X. 19).

Прямолинейный участок полученной кривой, который прослеживается через сравнительно короткое время после закрытия скважины, экстраполируется до значения $\Delta t/t_f + \Delta t = 1$, т. е. до бесконечного времени. Давление, соответствующее точке пересечения экстраполированной кривой с ординатой $\lg \Delta t/t_f + \Delta t = 0$, обозначенное на графике p^*, больше, чем выравнившееся давление в закрытом пласте потому, что в процессе выравнивания происходит повсеместное падение давления по пласту.

Затем по графику находится выравнившееся пластовое давление (рис. X. 20). Этот график при соответствующих координатах можно использовать для случая течения по пласту как газа, так и жидкости.

Пример

Рассмотрим применение графика (рис. X. 20), построенного Маттьюзом, Бронсом и Хазброком (Matthews, Brons and Hazebroek) [X. 22], для расчета выравнившегося пластового давления в конечном пласте по прямолинейному участку кривой восстановления давления. В этом примере даются достаточные данные, чтобы рассчитать выравнившееся пластовое давление тремя методами.

1. Делается обыкновенный расчет материального баланса.

2. Делается расчет с использованием методики, по которой обычно рассчитываются показатели неустановившегося течения. Расчет ведется для момента времени, к которому давление успевает выравниться.

3. Выравнившееся пластовое давление определяется по начальному участку кривой восстановления давления с применением графика на рис. X. 20.

Чтобы более ясно показать методику расчета, поправки, учитывающие отклонение реального процесса от теории, благодаря наличию явления скин-эффекта и других, опускаются.

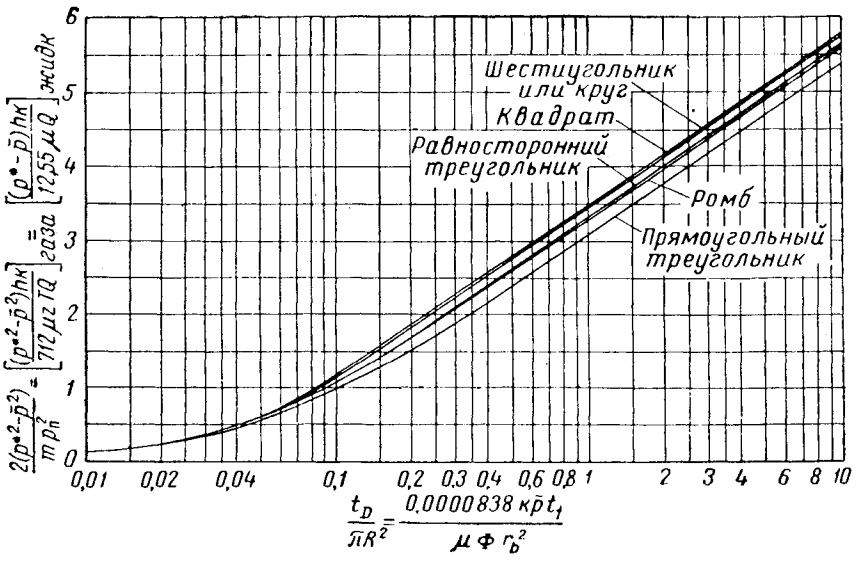


Рис. X. 20. Функция давления одной скважины, расположенной в центре залежи, имеющей форму равносторонних геометрических фигур [X. 22].

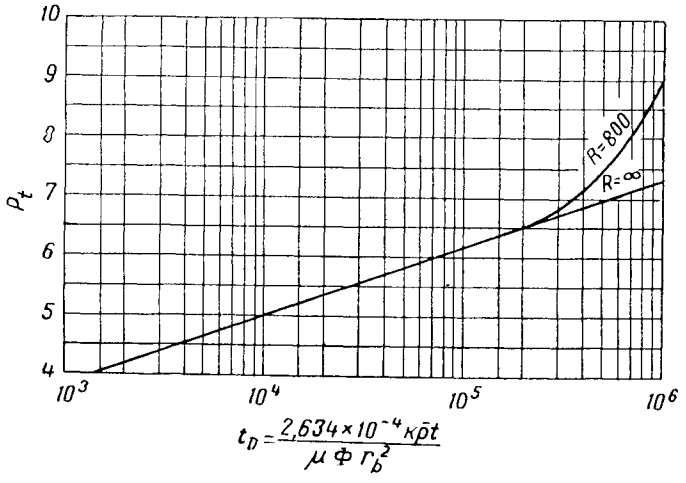


Рис. X. 21. Изменение безразмерного давления при эксплуатации ограниченного пласта с непроницаемой внешней границей $R=r_к/r_с=800$ и с постоянным дебитом.

Условия

Радиус внешней границы пласта $r_к$, *м*	122
Радиус ствола скважины $r_с$, *м*	0,1525
Удельный вес газа γ	0,6
Температура пласта T, °К	356
Начальное абсолютное пластовое давление $p_п$, *ат*	140,6
Вязкость газа в пластовых условиях μ, *спз*	0,016
Коэффициент сжимаемости газа в пласте z	0,89
Мощность пласта h, *м*	15,25
Проницаемость пласта k, *мд*	20
Пористость Φ	0,15
Постоянный дебит перед закрытием Q, *м³/сутки*	85 000
Время эксплуатации скважины до ее закрытия t_f, *ч*	24

1. Метод материального баланса. Принимаем, что коэффициент сжимаемости не изменяется.

Уменьшение давления в пласте равно

$$\frac{QzRT}{n\pi r_к^2 h\Phi} = \frac{85000 \times 0{,}89 \times 0{,}082055 \times 356}{22{,}4 \times 3{,}14 \times 122^2 \times 15{,}25 \times 0{,}15} = 0.923 \ ат$$

(n — объем 1 *моль* в *л* при $t = 15{,}5°$ С; R — газовая постоянная, равная 0,082055);

$$p = 140{,}6 - 0.923 = 139{,}677 \text{ абс. } ат.$$

2. По кривым падения и восстановления давления в скважине. Для расчета безразмерного времени принимаем абсолютное среднее пластовое давление, равное 133,5 *ат*:

$$t_D = \frac{0{,}0003480 k\bar{t}\bar{p}}{\mu\Phi r_с^2} = \frac{0{,}0003480 \times 20 \times 133{,}5t}{0{,}016 \times 0{,}15 \times 0{,}1525^2} = 16640t.$$

Определим безразмерный дебит:

$$m = \frac{0{,}1365\bar{\mu}\bar{z}TQ}{hkp_п^2} = \frac{0{,}1365 \times 0{,}016 \times 0{,}89 \times}{15{,}25 \times 2p \times}$$

$$\frac{\times 356 \times 85000}{\times 140{,}6^2} = 0{,}009755.$$

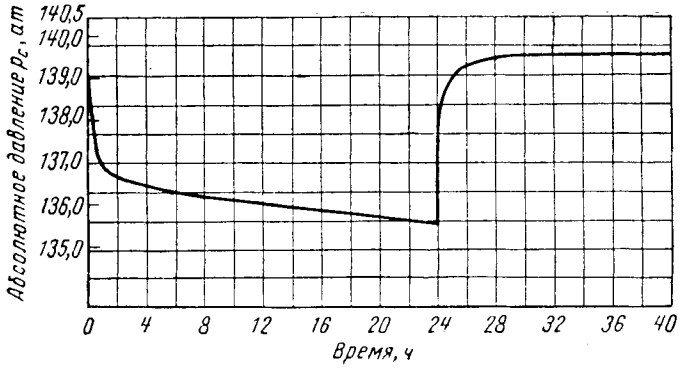


Рис. X. 22. Расчетные кривые падения и восстановления забойного давления в ограниченном пласте.

Начальное пластовое абсолютное давление 140,5 *ат*; выравнившееся пластовое абсолютное давление 139.6 *ат*.

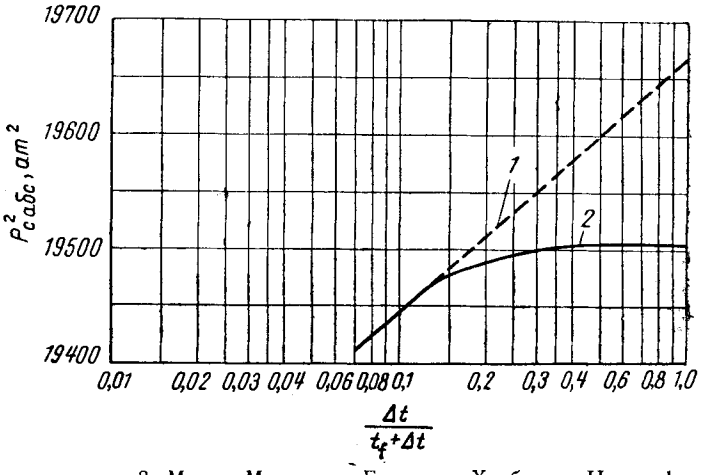


Рис. X. 23. Расчетная кривая восстановления давления, используемая для определения p^*.

1 — экстраполированное значение $(p^*)^2$; *2* — действительное значение $(p)^2$.

Определяем значения P_t для $R = 800$ и постоянного дебита из конечного пласта для радиального течения при закрытой внешней границе. Для больших t_D Чатас (Chatas) [X. 7] дает уравнение (X. 31в). При $R = 800$ это уравнение принимает вид:

$$P_t = \frac{t_D}{3{,}2 \times 10^5} + 5{,}934.$$

Для несколько меньших значений t_D и $R = \infty$ целесообразно применять уравнение (X. 31). На рис. X. 21 приведены зависимость p_t от безразмерного времени при $R = 800$ и $R = \infty$.

Результаты полного расчета гипотетических кривых падения и восстановления давления, произведенного по уравнению (X. 37), а также значений pt, приведенных на рис. X. 21, даны в табл. X. 3.

На рис. X. 22 приводятся расчетные кривые падения и восстановления давления. В этом случае выравнившееся абсолютное давление достигает значения 139,6 *ат*, которое было определено методом материального баланса, сравнительно за короткое время:

$$p = 139{,}706 \text{ абс. } ат.$$

3. Метод Меттьюза, Бронса и Хазбрука. На графике рис. X. 23 приводится кривая восстановления давления. Начальные точки прямолинейного участка кривой экстраполируются до значения $(p^*_{абс})^2 = 19550\ ат^2$. Действительное значение давления также показано на графике. Однако эта часть кривой резко отличается от $(p_п)^2 = 19770\ ат^2$, потому что рассматривался конечный пласт.

Подсчитывается значение безразмерного времени для периода работы скважины:

$$t_D = 16640 \times 24 = 399360 \approx 400\,000.$$

Значение абсциссы на рис. X. 20 равно

$$\frac{t_D}{\pi R^2} = \frac{400000}{3{,}14 \times 800^2} = 0{,}199.$$

Из рис. X. 20 для круговых пластов

$$\frac{[(p^*)^2 - \bar{p}^2]\,2}{mp^2_п} = 1{,}85.$$

Решая относительно $\bar{p}^2$, получим

$\bar{p}_2 = 19510$ абс. $ат^2$ и $\bar{p} = 139{,}706$ абс. $ат$.

ГЛАВА XI

Разработка и эксплуатация газовых месторождений

После открытия газового месторождения следует планировать его разработку и находить рынок сбыта для газа. Чтобы правильно представить масштабы сбыта, необходимо подсчитать запасы газа. Для обеспечения потребителя требующимся количеством газа месторождение следует разбуривать достаточным количеством скважин. Разработка завершается при полном истощении месторождения.

§ 1. ПРОДУКТИВНОСТЬ ГАЗОВЫХ СКВАЖИН

Продуктивность газовой скважины определяется по результатам исследования на приток. В высокопроницаемых пластах достаточно исследовать скважину обычным методом изменения противодавления [VII. 32]. Для пластов с малой проницаемостью могут потребоваться исследования на приток в течение длительного времени со снятием кривой восстановления давления, а также изохронные исследования [IX. 71, XI. 27]. Кроме того, для предварительной оценки продуктивности скважины можно использовать данные анализа кернов. Сведения о продуктивности скважины можно получить и по данным опробования пласта испытателем пластов. Прежде чем подробно рассматривать различные методы исследования скважин и расчеты, позволяющие оценить поведение скважины в процессе разработки, следует объяснить три различных типа поведения газовых скважин, существование которых обосновано теорией и подтверждено промысловым опытом. Основные характеристики этих трех явлений будут описываться в связи с их влиянием на методы исследования скважин. Относительно теоретической стороны этого вопроса следует сослаться на главу X.

Рассмотрим первый тип, когда течение газа из скважин может считаться установившимся. Если каким-либо способом определен радиус дренирования, то поведение газовой скважины можно легко рассчитать по уравнению Дарси. Такие расчеты в настоящее время лежат в основе обработки данных исследований методом противодавления и многих расчетов, связанных с определением поведения газового пласта.

Второй тип включает режим работы скважины, при котором в течение некоторого периода времени радиус зоны дренирования увеличивается и внешняя граница возмущенной области удаляется от скважины. Этот период следует рассматривать как период неустановившегося течения. Для определения поведения скважины в период неустановившегося течения была разработана методика изохронного исследования и соответствующие приемы расчета неустановившегося течения.

Третий тип, называемый стабилизированным течением, имеет место в том случае, когда эффективный радиус дренирования достигает границы пласта или в более общем случае, когда воронки депрессии двух соседних скважин встречаются и радиус дренирования становится неизменным. Интересно отметить, что хотя радиус дренирования уже не распространяется по пласту, фильтрация все еще продолжает оставаться неустановившейся. В этом случае также можно пользоваться уравнениями, полученными для установившегося течения, но при условии, что для этих уравнений применяют соответствующие значения давления и радиуса дренирования. Для любого момента времени используются свои значения пластового давления при значении установившегося радиуса дренирования, примерно равного 0,606 от половины расстояния между скважинами [X. 18]. Если на месторождении имеется группа скважин, из которых отбирается различное количество газа, то общая площадь месторождения делится на отдельные элементы по числу скважин, причем радиусы дренирования таких скважин будут пропорциональны среднему суточному отбору газа [X. 22].

В табл. XI. 1 приведены различные условия исследования газовых скважин и наиболее характерные признаки, соответствующие всем трем режимам течения: установившемуся, неустановившемуся и стабилизированному.

При расчетах процессов течения большое значение имеет правильный выбор единиц измерения. Для промысловых условий удобнее пользоваться следующими единицами: Q — дебит газа при абсолютном давлении, равном 1,033 *ат*, и 15,5° С в *м*^{3}/*сутки*; T — температура в °К; μ — вязкость в *спз*; k — проницаемость в *мд*; h — мощность пласта в *м*; Φ — коэффициент пористости в долях единицы; p — абсолютное давление в *ат* (*кГ*/*см*^{2}); r — радиус в *м*; t — время в *ч*; β — коэффициент турбулентности в 1/*см*; γ — удельный вес газа по воздуху.

1. ИССЛЕДОВАНИЯ МЕТОДОМ ПРОТИВОДАВЛЕНИЯ

Исследования методом противодавления производятся в течение многих лет с целью определения продуктивности газовых скважин. Первые сведения по это-

Таблица XI. 1

Типы режимов работы газовых скважин

Наименование	Течение		
	установившееся	неустановившееся	стабилизированное
Признаки, показывающие, какой существует режим	Неизменный радиус дренирования и постоянное пластовое давление	Перемещающийся радиус дренирования и постоянное пластовое давление на контуре	Неизменный радиус дренирования и изменяющееся пластовое давление
Вид исследований, дающий наиболее правильное представление	Метод противодавления и изохронные исследования	Только изохронные исследования	Метод противодавления и изохронные исследования
Обратный наклон n кривой при исследовании методом противодавления	Постоянный. Определяется только условиями течения (по закону Дарси или по двучленному закону)	Переменный. Зависит от неустановившегося состояния. Увеличивается при возрастании дебита или уменьшается по мере уменьшения дебита. Изменяется также при нарушении линейного закона сопротивления	Постоянный. Определяется только условиями течения (по закону Дарси или по двучленному закону)
Обратный наклон n кривой при равномерном исследовании	Постоянный. Определяется только условиями течения (по Дарси или двучленному закону)	Постоянный. Определяется только условиями течения (по Дарси или двучленному закону)	Постоянный. Определяется только условиями течения (по Дарси или двучленному закону)
Коэффициент K в уравнении продуктивности или кривой изохронного исследования	Постоянный	Уменьшается при увеличении времени течения	Постоянный

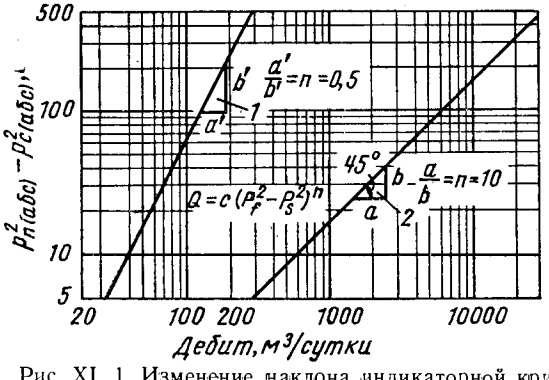


Рис. XI. 1. Изменение наклона индикаторной кривой, выражающей зависимость дебита, от перепада давления (исследование методом противодавления) для установившегося течения при соблюдении линейного закона сопротивления и при нарушении его.

1 — установившееся течение при нелинейном сопротивлении; *2* — установившееся течение при линейном сопротивлении.

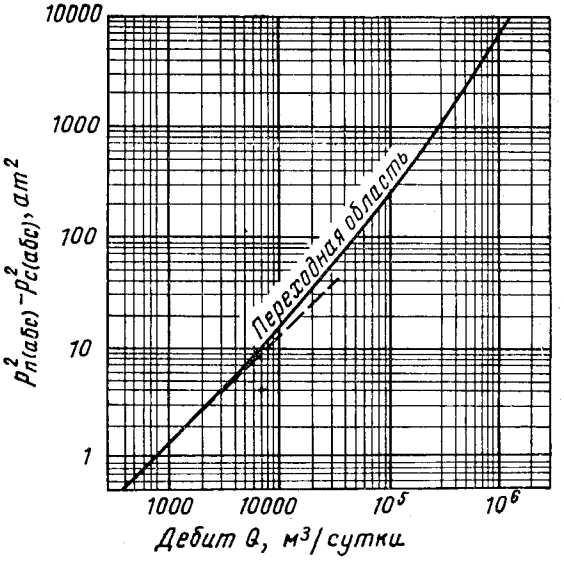


Рис. XI. 2. Расчетная индикаторная кривая, иллюстрирующая переход от линейного сопротивления к нелинейному [X. 15].

му вопросу изложены в работе Роулинса и Шелхардта (Rawlins and Schellhardt) [VII. 32]. Типичная кривая, характеризующая зависимость дебита газа от давления на забое, показана на рис. IX. 17. Однако по наклону такой кривой нельзя получить точных данных о параметрах пласта:

$$Q = C\left(p_п^2 - p_с^2\right)^n, \qquad (XI. 1)$$

где $p_п$ — абсолютное пластовое давление в *ат*; $p_с$ — абсолютное давление на стенке забоя работающей скважины в *ат*.

Наклон этой кривой характеризуется значением показателя степени n. Для установившегося течения при ламинарном режиме угол наклона прямой составляет 45° и $n = 1{,}0$. Для установившегося течения при отклонении от закона Дарси значение n уменьшается и может достигать 0,5 при чисто квадратичном режиме фильтрации (рис. XI. 1). Эленбаас и Катц (Elenbaas and Katz) [X. 15] показали, что индикаторная кривая в результате нарушения линейного закона сопротивления может иметь некоторую кривизну. Такая кривая показана на рис. XI. 2. При неустановившейся фильтрации в зависимости от интервалов времени, через которые снимаются замеры, и последовательности изменения величин дебитов значение n, выражающее наклон индикаторной кривой, будет изменяться. Для пластов, имеющих высокую проницаемость, по единственной индикаторной кривой можно предсказать поведение скважины в течение всего периода разработки месторожде-

ния. Представив перепад давления между пластом и забоем скважины в виде разности квадратов этих величин, можно определить дебит газа в любой период эксплуатации пласта. Например, по результатам исследования на приток скважины газового месторождения Картадж (рис. XI. 3) была определена продуктивность

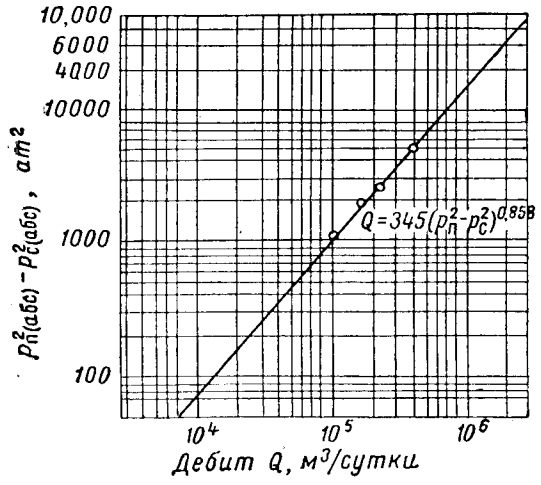


Рис. XI. 3. Индикаторная кривая газовой скважины месторождения Картадж [VII. 5].

для различных значений пластового давления (рис. XI. 4). Скважина имела абсолютный свободный дебит 2600 тыс. *м³/сутки* при абсолютном давлении в пласте 219 *ат*. При абсолютном пластовом давлении 70 *ат* свободный дебит равнялся 374 тыс. *м³/сутки*. На том же графике (рис. XI. 4) приведены кривые, соответствующие отбору, равному 25% от абсолютного свободного дебита и отбору при забойном давлении, равном 0,8 пластового давления. Оба указанных принципа установления отбора встречаются на практике.

Иногда с целью проверки чистоты забоя возникает необходимость проводить исследования скважины через некоторые интервалы. Наличие воды или обвала глинистых пород на забое открытого ствола снижает продуктивность скважин.

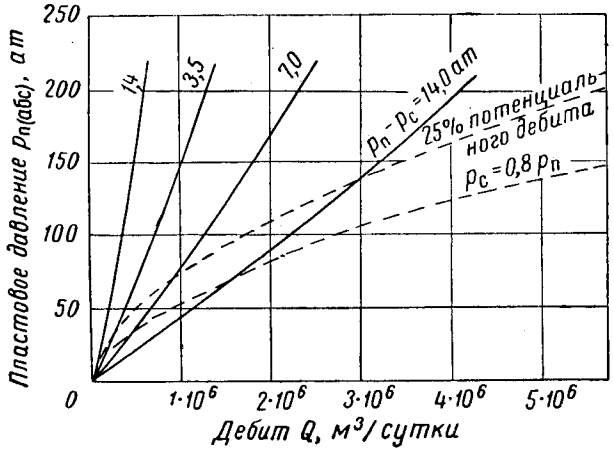


Рис. XI. 4. Изменение дебита скважины в процессе разработки пласта месторождения Картадж.

Представляет интерес анализ переменных, от которых зависит коэффициент C в уравнении продуктивности. Приняв значение $n = 1$ и приравняв уравнения (XI. 1) и (X. 2), получим

$$C = \frac{7{,}37hk}{z\,T\mu \ln (r_к/r_с)}. \qquad (XI.\,2)$$

Уравнение продуктивности можно представить и в безразмерном виде:

$$m = \frac{1}{\ln (r_к/r_с)} \frac{p_п^2 - p_с^2}{p_п^2}, \qquad (XI.\,3)$$

где m — безразмерный дебит (см. табл. X. 2).

2. ВЫЧИСЛЕНИЕ ИНДИКАТОРНЫХ КРИВЫХ ПРИ УСТАНОВИВШЕМСЯ ТЕЧЕНИИ ПО ДАННЫМ КЕРНОВ

По кернам, отобранным во время бурения скважин, определяются пористость и проницаемость продуктивного пласта. Сведения о свойствах газа, температуре пласта, мощности пласта и предполагаемой расстановке скважин позволяют вычислить заранее индикаторные кривые, характеризующие работу скважин, не прибегая к исследованиям, обычно проводимым на скважинах. Для высокопроницаемых пластов, в которых течение довольно быстро становится установившимся, кривую можно вычислить по формуле установившейся радиальной фильтрации (X. 5). Единственная трудность заключается в том, чтобы правильно выбрать соответствующий радиус зоны дренирования, используемый в этих расчетах. При установившемся притоке к скважине эффективный радиус дренирования определяется расстоянием до границы залежи или половиной расстояния между продуктивными скважинами. Для этих условий Джанисек и Катц [X. 18] показали, что установившийся радиус дренирования составляет 0,606 половины расстояния между скважинами. В соответствии с этим $r_к$ в уравнении (X. 5) становится равным 0,606 половины расстояния между скважинами. При отклонении зоны дренирования от формы круга (например, квадратной) можно ввести соответствующую поправку [X. 14].

Обычно производимые расчеты для построения индикаторной кривой по данным кернов, если некоторые переменные, наиболее часто встречающиеся на практике, принять постоянными (табл. XI. 2), существенно упрощаются. В этом случае уравнение (X. 5) например, для газа данного удельного веса, данной расстановки скважин и диаметра ствола принимает вид:

$$p_п^2 - p_с^2 = A\frac{Q}{hk} + B\left(\frac{Q}{hk}\right)^2. \qquad (XI.\,4)$$

Далее можно сделать обобщение относительно пластовой температуры. Высокие пластовые температуры обычно наблюдаются в пластах с высоким начальным давлением. В пределах пластовых температур от 24° до 176,7° С и пластовых давлений от 0 до 700 *ат* между температурой и давлением, как правило, существует прямая пропорциональность.

В табл. XI. 2 приведен расчет коэффициентов A и B уравнения (XI. 4) по данным, указанным в примечании к этой таблице, с использованием типичной зависимости пластовой температуры от начального пластового давления.

Значения $\frac{Q}{hk}$ в уравнении (XI. 4) выражены в *м³/сутки/мд · м*, а давление в абс. *ат*. Для оценки z и μ пользовались средними значениями пластового давления. На рис. XI. 5 приведены индикаторные кривые, соответ-

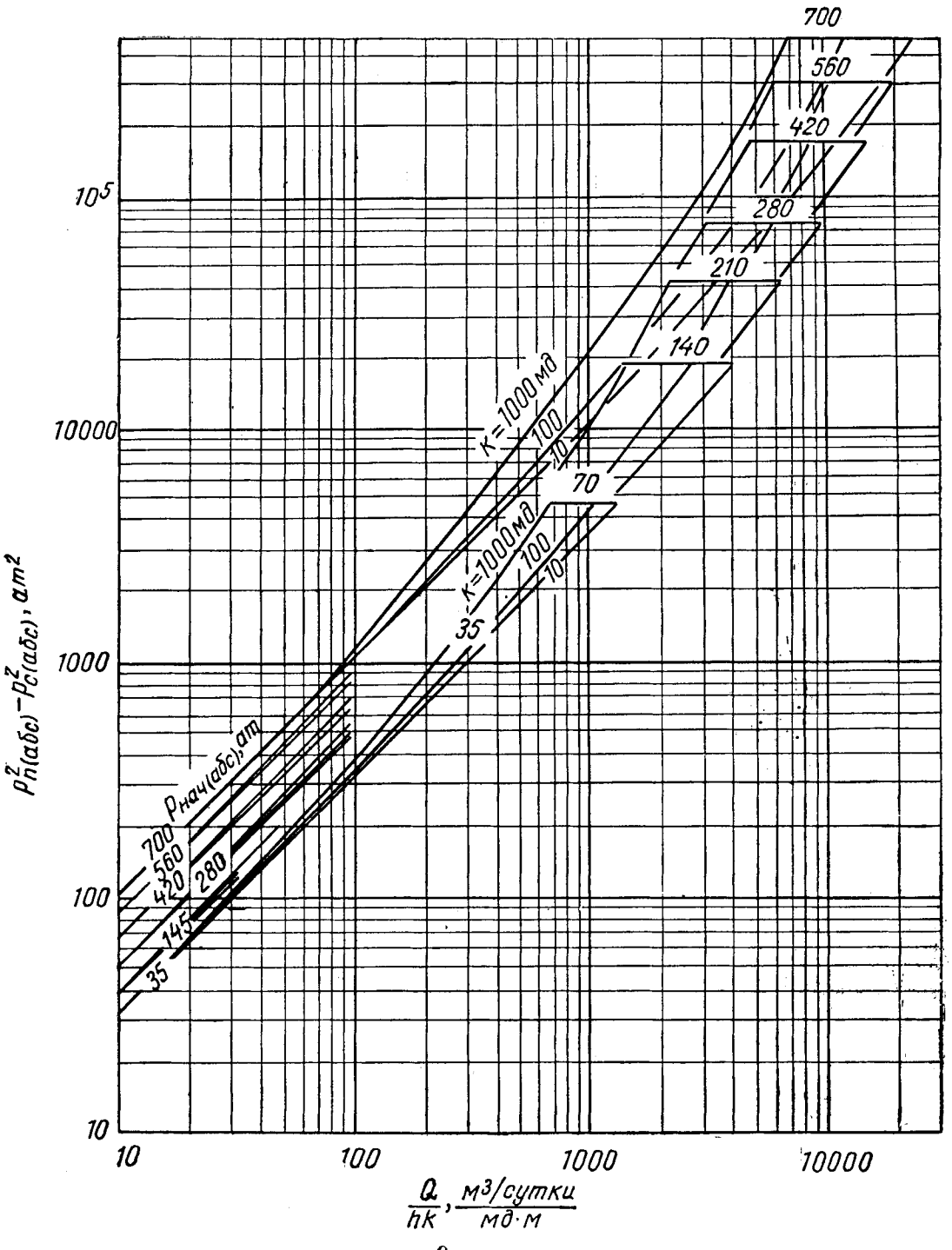


Рис. XI. 5. Кривые зависимости параметра $\frac{Q}{hK}$ от разности квадратов пластового и забойного давления, построенных по данным исследования кернов для газа удельного веса 0,6.

Таблица XI. 2

Расчет индикаторных кривых газовых скважин по данным испытания кернов. Удельный вес газа 0,6

$$p_п^2 - p_с^2 = A\ \frac{Q}{hk} + B\left(\frac{Q}{hk}\right)^2$$

Начальное пластовое абсолютное давление, *ат*	$p = \frac{\bar{p}_п}{2}$ (абс.), *ат*	Температура, °К	$\frac{\bar{p}_r}{\frac{p_п}{2}}$ для (абс.), *ат*	T_r	$\bar{z}$ для $\bar{p}_r$ и T_r	$\bar{\mu}$ для $\bar{p}_r$ и T_r, *спз*	*A* для 1 *мд*, *м*	*B* для 1,0 *мд·м* при $k = 10$ *мд*	$k = 100$ *мд*	$k = 1000$ *мд*
35,15	17,58	303,3	0,372	1,523	0,964	0,0113	3,509	$3{,}50\times10^{-5}$	$17{,}481\times10^{-5}$	$104{,}874\times10^{-5}$
70,3	35,15	311,1	0,745	1,562	0,935	0,0117	3,614	$3{,}48\times10^{-5}$	$17{,}392\times10^{-5}$	$104{,}337\times10^{-5}$
140,6	70,30	327,2	1,490	1,643	0,902	0,0131	4,106	$3{,}53\times10$	$17{,}646\times10^{-5}$	$105{,}868\times10^{-5}$
210,9	105,45	342,2	2,235	1,719	0,892	0,0145	4,701	$3{,}65\times10^{-5}$	$18{,}250\times10^{-5}$	$109{,}493\times10^{-5}$
281,2	140,60	357,7	2,980	1,797	0,896	0,0159	5,412	$3{,}83\times10^{-5}$	$19{,}163\times10^{-5}$	$114{,}966\times10^{-5}$
351,5	175,75	373,3	3,725	1,875	0,910	0,0172	6,205	$4{,}06\times10^{-5}$	$20{,}311\times10^{-5}$	$121{,}849\times10^{-5}$
421,8	210,90	388,8	4,470	1,953	0,935	0,0184	7,104	$4{,}35\times10^{-5}$	$21{,}735\times10^{-5}$	$130{,}395\times10^{-5}$
492,1	246,05	403,8	5,215	2,028	0,963	0,0195	8,053	$4{,}65\times10^{-5}$	$23{,}250\times10^{-5}$	$139{,}481\times10^{-5}$
562,4	281,20	419,4	5,960	2,106	1,000	0,0205	9,123	$5{,}02\times10^{-5}$	$25{,}076\times10^{-5}$	$150{,}439\times10^{-5}$
632,7	316,35	434,4	6,705	2,182	1,032	0,0213	10,141	$5{,}36\times10^{-5}$	$26{,}804\times10^{-5}$	$160{,}806\times10^{-5}$
703,0	351,50	450,0	7,450	2,260	1,065	0,0219	11,147	$5{,}73\times10^{-5}$	$28{,}655\times10^{-5}$	$171{,}902\times10^{-5}$

Примечания. 1. Исходные данные: $\gamma = 0.6$; $T_c = 199°$ К; p_c (абс.) $= 47{,}1$ *ат*; $hk = 1{,}0$ *мд·м*; на одну скважину приходится 64 *га* продуктивной площади; $r_к = 483\times0{,}606 = 244$ *м*.

Диаметр скважины 8″; $\ln(r_к/r_c) = \ln\left(\frac{240}{0{,}1}\right) = 7{,}78$. β — по графику на рис. II. 23.

2. $A = 0{,}1365\ \bar{\mu}\bar{z}T\ \ln(r_к/r_c)$; $\quad B = 3{,}038\times10^{-17}\ k^2\beta\ z\ \gamma\ T$ (^{1}/rc).

ствующие различным значениям A и B, взятым из табл. XI. 2. Рассматриваемая методика построения индикаторных кривых (рис. XI. 5 по данным табл. XI. 2) заключается в следующем.

1. В табл. XI. 2 выбираются значения A и B, соответствующие определенной начальной температуре пласта и давлению.

2. Выбираются четыре произвольные, близкие к ожидаемому темпу отбора (дебит газа Q), и для каждого дебита вычисляются Q/kh и $(Q/kh)^2$.

3. Зная A и B, по уравнению XI. 4 для каждого значения дебита вычисляется $p_п^2 - p_с^2$.

4. Строится кривая зависимости $p_п^2 - p_с^2$ от Q в логарифмических координатах, как показано на рис. XI. 5.

Полученные таким образом индикаторные кривые будут соответствовать установившемуся характеру течения. Наклон этих кривых определяется свойствами данного пласта. В расчетах для построения кривых (рис. XI. 5) использовались постоянные значения вязкости и коэффициента сжимаемости, соответствующие начальному пластовому давлению. При желании можно построить кривую по уточненным значениям A и B, учитывающим изменение μ и z по мере падения давления в залежи.

Если hk равно единице, то по кривым (рис. XI. 5) можно определять непосредственно дебит скважины. Приведенный метод построения индикаторных кривых не учитывает состояния забоя скважин, т. е. загрязнения или, наоборот, увеличения проницаемости в результате обработки призабойной зоны скважины.

3. НЕУСТАНОВИВШЕЕСЯ ТЕЧЕНИЕ

Некоторые скважины вскрывают пласты такой высокой проницаемости, что давление на забое при поддержании заданного дебита долгое время остается практически постоянным. В других скважинах, эксплуатирующих малопроницаемые пласты, для поддержания дебита постоянным необходимо постепенно снижать давление на забое. На рис. XI. 6 приводится график,

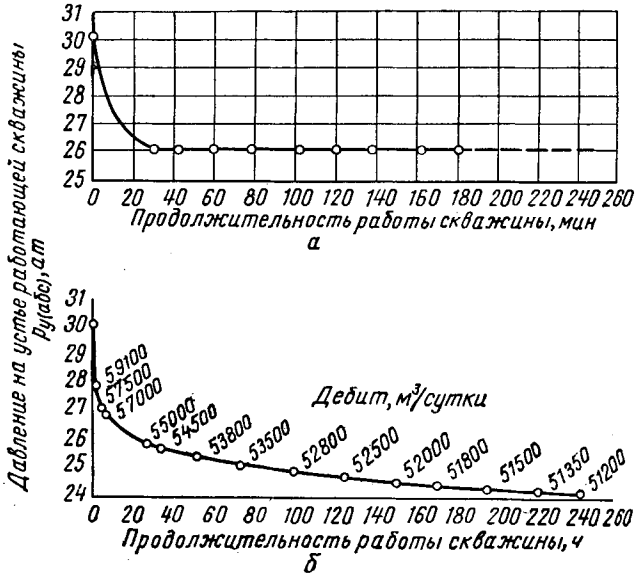


Рис. XI. 6. Падение давления на устье работающей скважины (с момента включения) [XI. 20].

а — скважина Назбаум № 1, округ Шерман, Техас. Через 180 *мин* после открытия скважины дебит равнялся 354 769 *м³/сутки*; проницаемость пласта высокая. *б* — скважина Стуки № 1, округ Техас, Оклахома. Через 242.5 *ч* после открытия скважины дебит равнялся 51 195 *м³/сутки*; проницаемость пласта низкая.

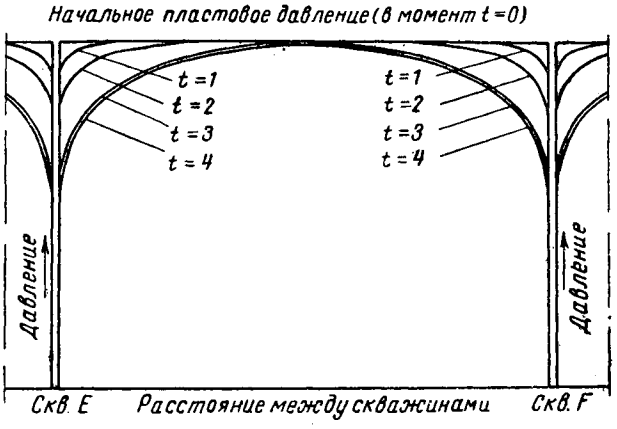


Рис. XI. 7. Схематическое изображение распространения воронки депрессии после пуска эксплуатационных скважин [XI. 20].

иллюстрирующий поведение двух таких скважин месторождения Хьюготон. Обсудим трудности, которые можно встретить при предсказании поведения скважин, вскрывших пласты с низкой проницаемостью.

На рис. XI. 7 иллюстрируется изменение пластового давления при эксплуатации скважин, подобных скважинам месторождения Стуки. Изменение давления при эксплуатации этих скважин аналогично изменению давления, показанному на рис. X. 3. Градиент давления выражается прямой линией на графике зависимости квадрата давления от логарифма отношения радиуса дренирования к радиусу скважины. В момент $t = 3$ (рис. XI. 7) градиент давления достигает точки, где воронка депрессии данной скважины встречается с воронкой депрессии другой скважины или доходит до границы пласта. В интервале между $t = 3$ и $t = 4$ давление в пласте падает повсеместно и течение становится «стабилизированным». Если потери давления за счет трения в трубах малы, то значение C в уравнении (XI. 1) может вычисляться непосредственно по данным давления на устье. Вычисленные таким образом значения C приведены на рис. XI. 8. Соответствующие индикаторные кривые для $n = 0{,}78$ даны на рис. XI. 9.

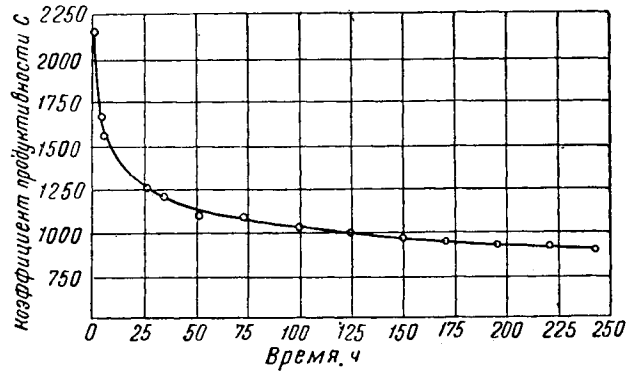


Рис. XI. 8. Установление коэффициента продуктивности для скважины Стуки № 1 при исследовании в ноябре 1944 г. [XI. 20].

Давление на устье закрытой скважины 30,95 *ат*; давление на устье работающей скважины в *ат*.

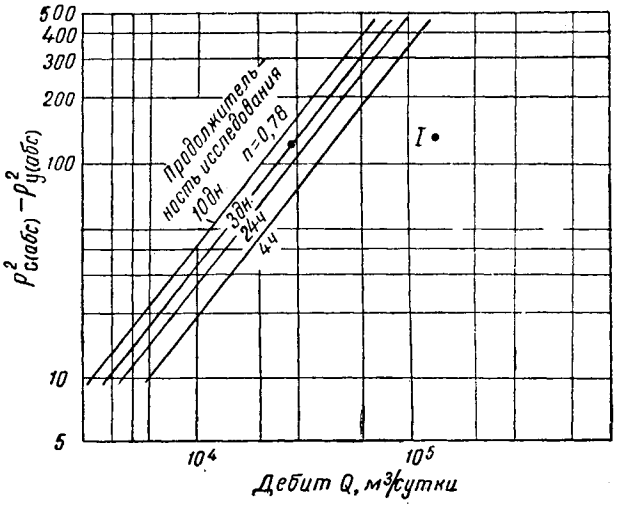


Рис. XI. 9. Индикаторные кривые скважины Стуки № 1, соответствующие кривой падения давления, приведенной на рис. XI. 6 [XI. 20].

I — исследование в 1949 г., *p* в закрытой скважине равно 25,77 *ат*.

Как уже упоминалось, начиная с момента, когда воронки депрессии соседних скважин встретились и давление начинает падать по всему пласту, работа скважины стабилизируется. В этом случае для вычисления перепада давления необходимо пользоваться новым значением пластового давления (или давления на устье скважины), соответствующим замкнутому пласту. Было найдено, что данные зависимости дебита при использовании такого пониженного пластового давления попадают на графике рис. XI. 9 на кривую, соответствующую исследованию этой же скважины, проводимому в течение 3 дней примерно на 5 лет раньше. Данные падения давления, наблюдаемого в процессе первого исследования, приведены на рис. XI. 6.

Представляет большой интерес получение индикаторной кривой, соответствующей стабилизированному течению для скважины, по которой имеются данные, полученные при неустановившемся течении.

На месторождении Хьюготон индикаторные кривые, полученные при исследовании в течение 10 дней, по-видимому, позволяют достаточно точно судить о поведении скважины в будущем, если пластовое давление корректируется во времени.

Явление, иллюстрируемое кривой падения давления на рис. XI. 6, встречается, когда скважины в малопроницаемых пластах закрываются с целью определения пластового давления. На рис. XI. 10 показаны кривые восстановления давления для других скважин месторождения Хьюготон. На рис. XI. 11 иллюстрируется изменение давления по пласту в процессе его выравнивания. Если скважина, вскрывшая малопроницаемый пласт, работает в магистральный газопровод и ее остановка крайне нежелательна (особенно надолго), то определить истинное выравнившееся давление в этом пласте в данный момент времени почти невозможно.

Следует рассматривать не только положение кривой в зависимости от продолжительности исследования, но и ее наклон. Наклон всех кривых будет одинаковым, если будут проводиться изохронные исследования с постоянными интервалами работы скважины [IX. 71].

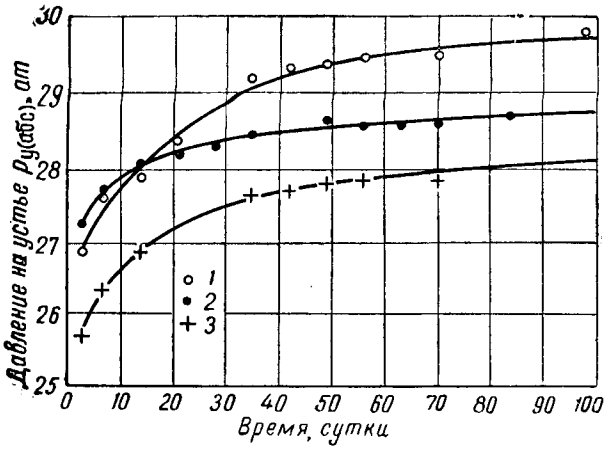


Рис. XI. 10. Кривые восстановления давления газовых скважин месторождения Хьюготон [XI. 20].

Скважина	Давление на устье в работающей скважине	Период исследования, сутки	Дебит перед закрытием, $м^3/сутки$	Суммарный отбор за время исследования, тыс. $м^3$	Обозначение
Старт № 1	23,20	9	21 178	1693,2	*1*
Репаблик № 1 . .	24,53	7	25 329	10250,1	*2*
Оллис № 1 . . .	23,55	9	17 886	6173,98	*3*

4. ОПРЕДЕЛЕНИЕ РАДИУСА ДРЕНИРОВАНИЯ

Установившийся или кажущийся радиус дренирования необходимо знать для решения уравнения продуктивности. Решая совместно безразмерное уравнение продуктивности [XI. 3] с уравнением постоянного дебита (при эксплуатации радиального бесконечного пласта) для неустановившегося течения [X. 36], можно получить соотношение между радиусом дренирования $r_д$ и изменением давления в безразмерной форме p_t, определенного из табл. X. 2.

$$\ln \frac{r_д}{r_c} = p_t. \qquad (XI. 5)$$

Применяя уравнение (X. 31), можно получить изменение радиуса дренирования в зависимости от безразмерного времени, справедливое для больших значений t_D и для условий фильтрации по закону Дарси

$$\frac{r_д}{r_c} = 1{,}498 t_D^{0{,}5}. \qquad (XI. 6)$$

Отношением $r_д/r_c$ можно пользоваться для определения коэффициента C в уравнении продуктивности для условий применимости закона Дарси:

$$C = \frac{14{,}74hk}{z\mu T\,(\ln t_D + 0{,}80907)}, \qquad (XI. 7)$$

где C — коэффициент продуктивности (p (абс,)^2 в $ат^2$ и Q в $м^3/сутки$; hk в $мд \cdot м$; z — коэффициент сжимаемости; μ — вязкость в $спз$; T — абсолютная температура в °К; t_D — безразмерное время (из табл. X. 2).

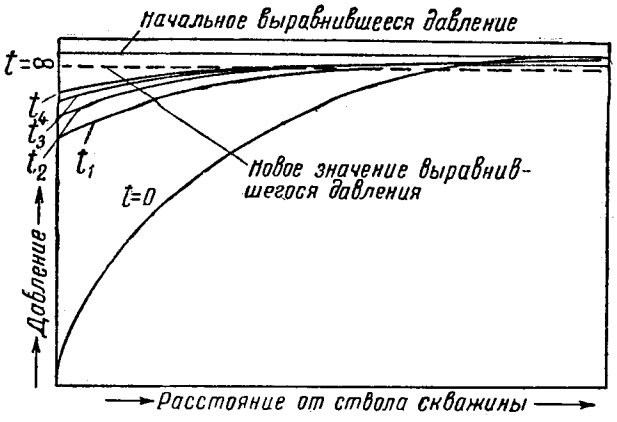


Рис. XI. 11. Изменение градиента давления в пласте при закрытии газовой скважины [XI. 20].

5. ВЛИЯНИЕ НЕУСТАНОВИВШЕГОСЯ ТЕЧЕНИЯ НА ПОКАЗАТЕЛЬ СТЕПЕНИ n В ОБЫЧНОМ УРАВНЕНИИ ПРОДУКТИВНОСТИ

Влияние неустановившегося течения на наклон обычной индикаторной кривой можно выяснить из уравнения (X. 37). Из уравнения (XI. 1) для различных дебитов получаем

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \left[\frac{(p_п^2 - p_c^2)_1}{(p_п^2 - p_c^2)}\right]^n. \qquad (XI. 8)$$

Решая это уравнение относительно n, получим

$$n = \frac{\ln (Q_1/Q_2)}{\ln \left[(p_п^2 - p_c^2)_1/(p_п^2 - p_c^2)_2\right]} = \frac{\ln (Q_1/Q_2)}{\ln \left\{(Q_1 p_{t_1})_1/[Q_1 p_{t_1} + (Q_2 - Q_1)\, p_{t_2}]\right\}}. \qquad (XI. 9)$$

Для любой комбинации дебитов и времени работы скважины значение n можно вычислить, используя значения p_t, данные Ван Эвердингеном и Херстом. Влияние турбулентности на показатель степени n следует рассмотреть отдельно, используя уравнение (X. 5).

Пример

Первые два дебита, определенные обычным методом противодавления, равнялись 56 500 и 113 000 $м^3/сутки$, причем каждое исследование продолжалось в течение 1 $ч$. Безразмерное время равно 10000 t, где t в часах. Вычислить значение n для обычной кривой продуктивности, рассматривая только влияние неустановившегося течения:

$$n = \frac{\ln \frac{56500}{11300}}{56500 \times \frac{1}{2}\,(\ln 10000 + 0{,}80907)};$$

$$\ln \frac{}{56500 \times \frac{1}{2}\,(\ln 10000 + 0{,}80907) + (113000 - 56500)\,\frac{1}{2}\,(\ln 20000 + 0{,}80907)}.$$

$$n = 0{,}952.$$

6. РАСЧЕТ ЭФФЕКТИВНОЙ ПРОНИЦАЕМОСТИ ПЛАСТА ПО КРИВОЙ ПАДЕНИЯ ДАВЛЕНИЯ В МОМЕНТ ПУСКА СКВАЖИНЫ

Эффективную проницаемость пласта можно определить [XI. 6, X. 18] по кривой падения давления при неустановившемся течении, используя уравнения (X. 31) и (X. 36):

$$p_c^2 = -\frac{mp_п^2 \ln t}{2} + \text{const.} \qquad \text{(XI. 10)}$$

Это уравнение можно применять для случая бесконечного пласта при фильтрации по закону Дарси и больших значениях безразмерного времени. Если мы построим график зависимости от логарифма времени при постоянном темпе отбора, наклон этой кривой выразится в виде $-mp_п^2/2$. По наклону кривой $p_c^2 = f(\ln t)$ можно определить проницаемость пласта, применяя уравнение

$$k = \frac{0{,}1365\mu zTQ}{2h \times \text{наклон кривой } p_c^2}, \qquad \text{(XI. 11)}$$

где Q — дебит газа в момент закрытия скважины.

Обычно наклон выражают изменением p_c^2 на участке одного логарифмического цикла, соответствующего изменению времени на один порядок. Тогда наклон кривой при переходе к десятичным логарифмам выражается в $ат^2$ на цикл, деленный на 2,303.

Пример

Имеются данные изменения забойного давления при пуске неглубокой газовой скважины в Иллинойсе (рис. XI. 12). Требуется определить эффективную проницаемость песчаника.

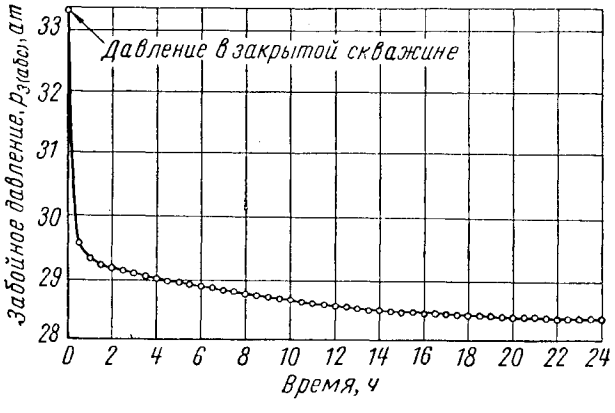


Рис. XI. 12. Падение забойного давления после пуска неглубокой газовой скважины.

Данные по неглубокой газовой скважине

Глубина, *м*	363
Пластовая температура, °С	29
Удельный вес газа (по воздуху)	0,62
Пористость песчаника, %	20,5
Проницаемость песчаника, *мд*	74
Мощность песчаника, *м*	5,18
Коэффициент сжимаемости газа в условиях пласта	0,92

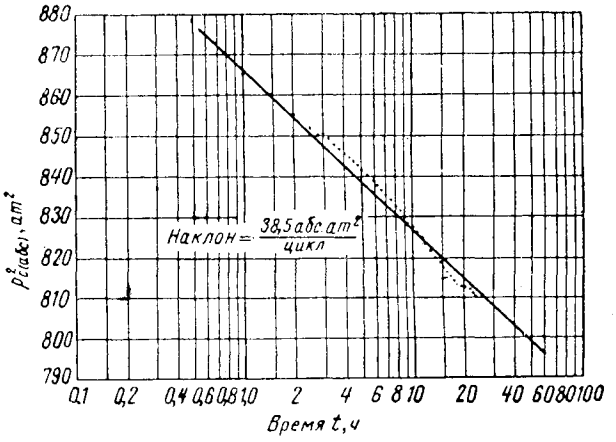


Рис. XI. 13. Кривая падения давления, используемая для оценки проницаемости пласта.

Вязкость газа при 32,2 *абс. ат, спз*	0,0113
Пластовое давление, *абс. ат*	33,2
Дебит после пуска скважины, *м³/сутки*	от 42 400 до 40 000
Средний дебит после пуска скважины, *м³/сутки*	41 400

Решение

Данные построены в виде графика (рис. XI. 13), p_c^2 от $\lg t$. Из этих данных найдено, что наклон прямой составляет 38,5 абс. $ат^2$ на цикл. Применяя уравнение (XI. 11), получим

$$k = \frac{0{,}1365\mu zTQ}{2h \times \text{наклон прямой}} =$$

$$= \frac{0{,}1365 + 0{,}0113 \times 0{,}92 \times 302 \times 41400 \times 2{,}303}{2 \times 5{,}18 \times 38{,}2} = 103 \text{ мд}$$

Иногда удобнее строить график, на котором откладывается p_c не против $\lg t$, а p_c^2 против $\lg t$. В этом случае уравнение (XI. 10) можно переписать, введя среднее давление

$$\bar{p} = \frac{p_п + p_c}{2},$$

и тогда

$$p_c = \frac{-mp_п^2 \lg t}{4\bar{p}} + \text{const.} \qquad \text{(XI. 12)}$$

По наклону этой кривой (p_c от $\lg t$), выраженной в *ат* на цикл, также можно определить проницаемость пласта. Для этого пользуются уравнением

$$k = \frac{0{,}1365\mu zTQ}{4h\bar{p} \times \text{наклон кривой } p_c}. \qquad \text{(XI. 13)}$$

7. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОЙ ПРОНИЦАЕМОСТИ ПЛАСТА ПО КРИВОЙ ВОССТАНОВЛЕНИЯ ДАВЛЕНИЯ

Проницаемость продуктивного пласта можно определять по кривой восстановления давления после закрытия скважины. Уравнения и методика расчета проницаемости газонасыщенного пласта по кривой восста-

новления давления даны Херстом (Hurst) [XI. 18], Тэком, Грове и Поэтманом (Tek, Growe and Poettmann) [XI. 27] и Джанисеком и Катцем (Janicek and Katz) [X. 18]. На практике газовая скважина закрывается после того, как она длительное время работала с каким-то известным дебитом газа. Для расчета применяется уравнение (X. 37), в котором m_2, m_3, m_n равны нулю. При достаточно больших значениях безразмерного времени p_t вычисляется по уравнению (X. 31):

$$\frac{p_c^2 - p_п^2}{p_п^2} = -\frac{m_1}{2}(\ln t_{D_1} - \ln t_{D_2}) \qquad (XI.\ 14)$$

или

$$p_c^2 = -\frac{m_1 p_п^2}{2}\left[\ln\left(t_f + \Delta t\right) - \ln \Delta t\right] + p_п^2. \qquad (XI.15)$$

где t_f — продолжительность времени работы скважины с постоянным безразмерным дебитом m_1 до момента ее закрытия; Δt — время после закрытия скважины; $p_{c(абс)}$ и $p_{п(абс)}$ в *ат*.

Следует рассмотреть два метода расчета в зависимости от продолжительности работы скважины до ее закрытия. Если скважина работала сравнительно небольшое время, то для расчета применяют уравнение (XI. 16), из которого следует, что p_c^2 должно выражаться в зависимости от $\lg(t_f + \Delta t)/\Delta t$:

$$p_2^c = -\frac{m_1 p_п^2 \ln\left[\left(t_f + \Delta t\right)/\Delta t\right]}{2} + p_п^2. \qquad (XI.\ 16)$$

Проницаемость пласта по этой кривой определяется из уравнения (XI. 11).

Если скважина работала длительное время, то можно пользоваться кривой, построенной по более простому уравнению. Дифференцируя (XI. 16) по Δt, получим

$$\frac{dp_c^2}{d(\Delta t)} = -\frac{m_1 p_п^2}{2}\left(\frac{1}{t_f + \Delta t} - \frac{1}{\Delta t}\right). \qquad (XI.\ 17)$$

Если t_f достаточно велико по сравнению с Δt, то членом $1/(t_f + \Delta t)$ можно пренебречь и уравнение примет вид:

$$\frac{dp_c^2}{d(\ln \Delta t)} = -\frac{m_1 p_п^2}{2} =$$

$$= \text{наклону кривой } p_c^2 \text{ от } \ln t. \qquad (XI.\ 18)$$

Таким образом, по наклону кривой восстановления давления p_c^2 в зависимости от логарифма времени восстановления при помощи уравнения (XI. 11) можно определить проницаемость пласта. Кроме того, для определения проницаемости пласта можно использовать кривую, выражающую зависимость p_c от $\ln \Delta t$. В этом случае вычисления производятся по уравнению (XI. 13).

Интересно заметить, что наклон кривой при пуске скважины и наклон кривой при восстановлении давления в закрытой скважине, работающей перед этим достаточно длительное время, одинаковы, но противоположны по знаку. Это обстоятельство позволяет проверять надежность промысловых данных. Если скважина перед закрытием работала короткое время, то наклон кривой p_c^2 от $\lg t$ при пуске скважины можно сравнивать с наклоном кривой p_c^2 от $\lg(t_f + \Delta t)/\Delta t$ при восстановлении давления в закрытой скважине.

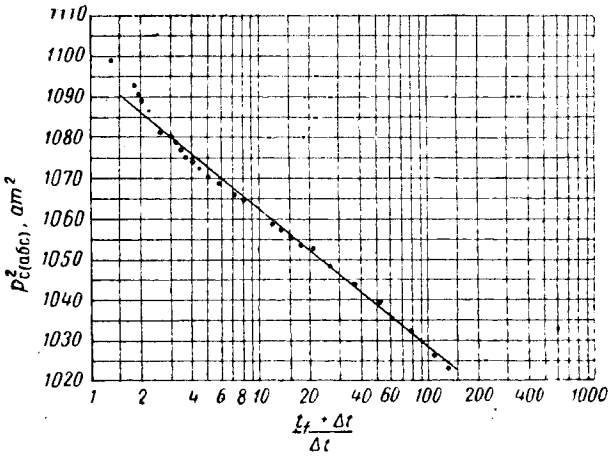


Рис. XI. 14. Кривая восстановления давления, используемая для оценки проницаемости пласта.
Наклон: 33,6 *ата²/цикл.*

Пример

Данные неглубокой газовой скважины, типичной для Иллинойса, приведены на стр. 635. Кривая восстановления давления для этой скважины приведена на рис. XI. 14. Необходимо вычислить эффективную проницаемость пласта.

Решение

Так как перед закрытием скважина эксплуатировалась сравнительно короткое время ($t_f = 24$ *ч*), требуется построить кривую p_c^2 в зависимости от $\lg(t_f + \Delta t)/\Delta t$. Такая кривая и приводится на рис. XI. 14. Наклон кривой составляет 33,3 *ат²/цикл.* Проницаемость вычисляется по уравнению (XI. 11):

$$k = \frac{0{,}1365\mu z T Q}{2h \times \text{наклон кривой } p_c^2} =$$

$$= \frac{0{,}1365 \times 0{,}0113 \times 0{,}92 \times 302 \times 41400 \times 2{,}303}{2 \times 5{,}18 \times 33{,}3} =$$

$$= 118 \text{ *мд.*}$$

Как видно, при расчете проницаемости пласта по кривым падения давления и восстановления давления получилось некоторое различие. Это, вероятно, следует объяснять колебаниями дебита в процессе исследования. Для расчета проницаемости более целесообразно применять кривую восстановления давления, так как уравнение (XI. 15) не учитывает состояние призабойной зоны скважины.

8. ПРОНИЦАЕМОСТЬ ПРИЗАБОЙНОЙ ЗОНЫ СКВАЖИНЫ

Проницаемость, вычисленная по только что рассмотренным методикам, характерна для пласта, расположенного на далеком расстоянии от скважины. В некоторых случаях проницаемость пород, прилегающих непосредственно к забою скважины, по сравнению с проницаемостью основного пласта пониженная вследствие загрязненности породы буровым раствором. Это явление Ван Эвердинген (Van Everdingen) [XI. 29] и Херст (Hurst) [XI. 18] назвали скин-эффектом.

Поведение скважин, призабойная зона которых имеет пониженную по сравнению со всем пластом проницаемость, исследовалось другими авторами [XI. 1,

XI. 15, XI. 16, XI. 24а, XI. 28, XI. 23, XI. 31]. Может быть и противоположный случай, когда проницаемость призабойной зоны в результате кислотной обработки или других мероприятий больше проницаемости всего пласта. Изменения проницаемости призабойной зоны при фильтрации по закону Дарси можно учитывать эффективным радиусом скважины или изменением средней проницаемости.

В этом случае кривые падения или восстановления давления на начальном участке отклоняются от прямой линии подобно кривым, приведенным на рис. XI. 13 и XI. 14. В то же время через некоторый промежуток времени наклон кривых восстановления или падения давления будет соответствовать проницаемости пласта и условиям фильтрации на некотором удалении от скважины, как это следует из уравнений (XI. 10) и (XI. 16), (XI. 18). Данные, получаемые в начальный период исследования, не удовлетворяют этим уравнениям и не согласуются с экстраполированными участками кривых. Эти отклонения являются результатом нарушения линейного закона фильтрации, изменения проницаемости в призабойной зоне скважины, некоторого увеличения радиуса скважины, а также происходят вследствие того, что уравнение (X. 31) нельзя применять для малых значений безразмерного времени. Кроме того, следует учитывать, что на искривление начального участка также влияет приток газа в фонтанные трубы и обсадную колонну.

Зона пониженной проницаемости вблизи забоя скважины будет способствовать увеличению действительного падения давления по сравнению с расчетным, вычисленным на основании данных проницаемости для основной части пласта. Расчеты для режима неустановившейся фильтрации не изменятся, так как в этом случае рассматривается лишь небольшой объем пласта. Увеличение падения давления зависит от безразмерного дебита и изменения проницаемости, как это следует из уравнения

$$\frac{\left(p_{\text{п}}^2 - p_{\text{с}}^2\right)_{\text{скин-эффект}}}{p_{\text{п}}^2} = mS. \qquad \text{(XI. 19)}$$

Выражение $(p_{\text{п}}^2 - p_{\text{с}}^2)_{\text{скин-эффект}}$ представляет собой дополнительное падение давления, которое следует прибавлять к перепаду давления, рассчитанному из уравнений, подобных уравнениям (XI. 10) и (XI. 16). S является безразмерным коэффициентом, величина которого зависит от отношения проницаемости основной части пласта k к измененной проницаемости k', наблюдаемой в пределах радиуса r'. Хаукинс (Hawkins) [XI. 15] выражает это соотношение уравнением

$$S = \left(\frac{k}{k'} - 1\right) \ln \frac{r'}{r_{\text{с}}}. \qquad \text{(XI. 20)}$$

Дополнительное падение давления из уравнения (XI. 19) следует приплюсовывать к падению давления, определяемому уравнением (X. 36). В результате получаем

$$p_{\text{п}}^2 - p_{\text{с}}^2 = mp_{\text{п}}^2 (p_t + S) = \frac{mp_{\text{п}}^2}{2} =$$

$$= (\ln t_D + 0{,}80907 + 2S). \qquad \text{(XI. 21)}$$

m и t_D можно вычислить, имея достаточные сведения о свойствах пласта и газа. По результатам данного исследования коэффициента S находится из уравнения (XI. 21).

Благоприятным фактом является то обстоятельство, что член, учитывающий скин-эффект в уравнении (XI. 15), описывающем кривую восстановления давления, пропадает. Ван Эвердинген [XI. 29] и Херст [XI. 18] рекомендовали экстраполировать данные восстановления давления, построенные согласно уравнению (XI. 16), в сторону очень малых значений Δt. Полагают, что в этой точке разность между наблюдаемым значением $p_{\text{п}}^2 - p_{\text{с}}^2$ и экстраполированным обусловлена скин-эффектом. Хорнер (Horner) [XI. 16] показал, что эта экстраполяция до очень малых значений времени дает удовлетворительные результаты. Ошибка при значениях $t_D = 25$, т. е. при условиях, которые обычно имеют место спустя несколько секунд после закрытия скважины, не превышает 0,25%. Для более точного определения проницаемости пласта, по-видимому, следует учитывать отклонение от линейного закона фильтрации вблизи ствола скважины.

Значение коэффициента S, учитывающего скин-эффект, в принятых на промыслах единицах находится из уравнения

$$p_{\text{п}}^2 \text{ (экстрапол. до } \Delta t = 1 \text{ сек} - p_{\text{п}}^2 \text{ перед закрытием скважины} = \frac{0{,}1365\mu z T Q}{2hk} \times$$

$$\times \left(\ln \frac{0{,}000348\bar{k}\bar{p}\Delta t}{\mu k_{\text{п}} r_{\text{с}}^2} + 0{,}80907 + 2S\right). \qquad \text{(XI. 21а)}$$

Пример [XI. 18]

Херст [XI. 18] дает прямолинейный участок кривой восстановления давления в газовой скважине, $p_{\text{с(изб)}}$ в *ат* в зависимости от Δt в *мин* в виде $p_{\text{с}} = 355{,}815 + 3{,}361 \lg \Delta t$.

$h = 24{,}7$ *м*; $r_{\text{с}} = 0{,}0763$ *м*;
$Q = 150\,000$ *м*^{3}/*сутки*; $T = 397°$ K;
$\mu = 0{,}02$ *спз*; $z = 1{,}026$;
$\Phi - = 0{,}187$; $p_{\text{(абс)}} = 361$ *ат* (принято).

Давление на забое скважины в момент ее закрытия равнялось 292 изб. *ат*. Требуется определить: а) увеличение перепада давления за счет скин-эффекта и б) коэффициент S, допуская, что вычисленное давление для момента времени через 1 *сек* после закрытия скважины можно принимать за забойное давление работающей скважины.

Решение

А. Определение перепада давления, вызываемого скин-эффектом. Экстраполяция прямолинейного участка кривой восстановления давления до $\Delta t = 1$ *сек* дает $p_{\text{с(изб)}} = 349$ *ат*.

Б. Определение коэффициента S, учитывающего влияние скин-эффекта. Эффективная проницаемость пласта вычисляется по наклону кривой восстановления 3,361/2,303 = 1,46 и по уравнению (XI. 13).

$$k \frac{0{,}1365\mu z T Q}{4hp \times \text{наклон кривой } p_{\text{с}}} =$$

$$= \frac{0{,}1365 \times 0{,}02 \times 1{,}026 \times 397 \times 150\,000}{4 \times 24{,}7 \times 361 \times 1{,}46} = 3{,}2 \text{ мд}.$$

Коэффициент S вычисляется по уравнению (XI. 21а)

$$\ln \frac{0{,}000348 \times 3{,}2 \times 361}{0{,}02 \times 0{,}187 \times 0{,}0763^2 \times 3600} = \ln 5{,}2 = 1{,}65,$$

$$\frac{0{,}1365\mu z T Q}{2hk} = \frac{0{,}1365 \times 0{,}02 \times 1{,}026 \times 397 \times 150000}{2 \times 24{,}7 \times 32} =$$

$$= 1050,$$

$$349^2 - 291{,}5^2 = 1050\,(1{,}65 + 0{,}80907 + 2S),$$

$$2S = \frac{36800}{1050} - 1{,}65 - 0{,}80907; \quad S = 16{,}3.$$

Если загрязненная часть пласта простирается от скважины по радиусу на 1,525 *м*, то по уравнению (XI. 20) проницаемость песчаника в этой части пласта равна 0,5 *мд*. Полученное значение S несколько отличается от значения S, рассчитанного Херстом. Это можно объяснить тем, что Херст подсчитывал объем газа при максимальном пластовом давлении.

9. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ГРАДИЕНТА ПЛАСТОВОГО ДАВЛЕНИЯ ПРИ НЕУСТАНОВИВШЕМСЯ ТЕЧЕНИИ

Рассмотрим методику определения градиента пластового давления и построения кривых изохронного исследования, характеризующих работу скважин при неустановившемся течении, основываясь на теоретических соображениях, изложенных в главе X. Расчет градиентов давления в пласте через 8 и 16 *ч* после пуска скважины сделаем по данным проницаемости пласта, определенной экспериментальным путем (см. стр. 635).

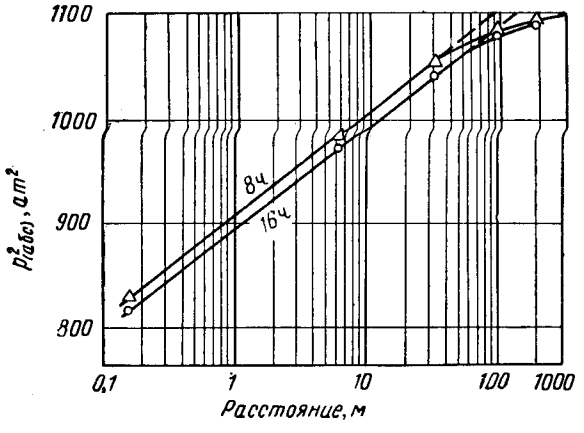


Рис. XI. 15. Расчетные значения градиента давления в газовом пласте в различные моменты времени.

Из того же примера возьмем и другие данные.

Давление в пласте можно рассчитать по уравнению (X. 36), для чего необходимо знать безразмерное время и функции Ван Эвердингена и Херста (табл. XI. 3)[1]

$$\frac{p^2(r,t) - p_п^2}{p_п^2} = -mp_t$$

или

$$p^2(r,t) = p_п^2(1 - mp_t),$$

где p_t — функция безразмерного времени t_D

$$t_D = \frac{3{,}48\bar{k}\bar{p}t}{\mu\Phi r^2}\,10^{-4}.$$

Тогда

$$t_D = \frac{3{,}48 \times 74 \times 31t}{0{,}0113 \times 0{,}205r^2}\,10^{-4} = 354\,\frac{t}{r^2}. \quad \text{(XI. 22)}$$

Результаты расчета показаны на рис. XI. 15.

Используя несколько значений дебитов и экстраполируя кривые до ствола скважины, получим данные поведения скважины.

Другой метод проведения таких расчетов основан на использовании диаграммы рис. X. 15 (Корнелл и Катц [11. 42]), выражающей зависимость отношения давлений от отношения радиусов. Диаграмма на рис. X. 15 построена для $m = 0{,}010$, поэтому при $m = 0{,}0422$ значение $1 - (p/p_п)^2$ следует умножить на 4,22.

[1] Использование функций Ван Эвердингена и Херста p_t для определения давления в точках пласта за пределами ствола скважины не дает высокой точности. Для таких расчетов требуется функция $p_{t,r}$. Однако функция $p_{t,r}$ дает хорошее приближение.

Таблица XI. 3

Расчет градиента давления в пласте

t, *ч*	r, *м*	r^2, $м^2$	t_D	p_t	$mp_t = 0{,}0422\,p_t$	$1 - mp_t$	$p^2_{r,t} = p^2_п(1-mpt)$, абс. am^2
8	6,1	37,21	76,2	2,590	0,1093	0,8907	991,905
	30,5	93,025	3,05	1,1719	0,04945	0,9506	1058,611
	91,5	8372,25	0,339	0,5048	0,0213	0,9787	1089,904
	183,0	33489,0	0,0847	0,2917	0,01231	0,98769	1099,915
16	6,1	37,21	152,4	2,928	0,1236	0,8764	975,980
	30,5	93,025	6,10	1,4426	0,06088	0,93912	1045,827
	91,5	8372,25	0,678	0,6653	0,02808	0,97192	1082,353
	183,0	33489,0	0,1694	0,3940	0,01663	0,98337	1095,104

Примечания. 1. $p_п = 33{,}371$ абс. *am.*

2. $p^2_п = 1113{,}624$ абс. am^2 (по данным — см. стр. 635).

10. ИССЛЕДОВАНИЯ СКВАЖИН НА ПРИТОК В ТЕЧЕНИЕ РАВНЫХ ИНТЕРВАЛОВ ВРЕМЕНИ (ИЗОХРОННЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ)

Каллендер (Cullender) предполагает [IX. 71], а теория неустановившегося течения предсказывает, что серия исследований на приток с различными темпами отбора, проводимых в течение одинаковых отрезков времени, даст индикаторную кривую для скважины, которая будет соответствовать для всего времени эксплуатации месторождения независимо от того, что течение будет неустановившимся. В промежутках между исследованиями скважина закрывается, причем время остановки должно быть достаточным, чтобы давление успевало выравниваться по всему пласту. В действительности вполне удовлетворительные результаты получаются и в том случае, когда период закрытия скважины равняется периоду ее работы при исследовании, причем каждое новое значение давления, определенное в закрытой скважине, используется в расчете следующего испытания в качестве $p_п$. Картина восстановления давления между периодами испытаний схематично показана на рис. XI. 11. Кривая градиента давления в пласте должна выполаживаться при приближении к границе раздела двух смежных воронок депрессии.

Основной принцип изохронного исследования заключается в том, что радиус дренирования, как это было установлено в главе X, зависит только от безразмерного времени. Дебит не является фактором, определяющим радиус дренирования. Следовательно, в процессе отдельных исследований скважины на приток, проведенных в течение какого-то одного отрезка вре-

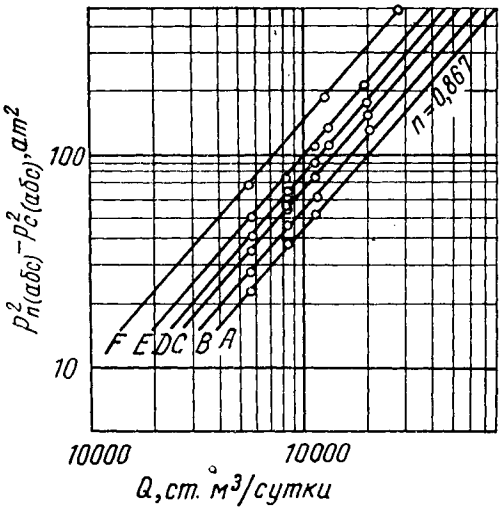


Рис. XI. 16. Индикаторные кривые, полученные методом равновременного исследования газовой скв. 1.

Продолжительность исследования: *A* — 0,1 *ч*; *B* — 0,2 *ч*; *C* — 0,5 *ч*; *D* — 1 *ч*; *E* — 3 *ч*; *F* — 24 *ч*.

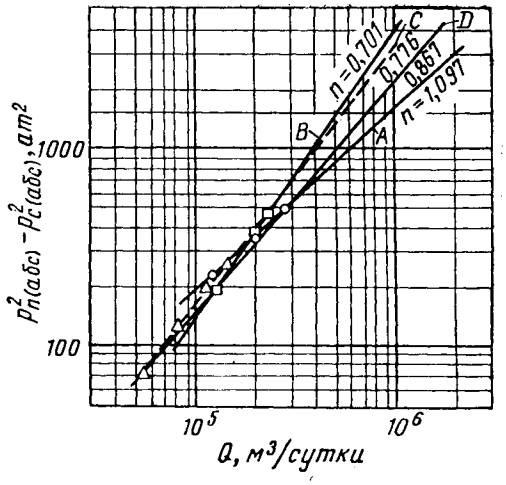


Рис. XI. 17. Индикаторные кривые, полученные при исследовании скв. 1 методом противодавления.

A — исследование скважины методом противодавления в течение 24 *ч*, перепад давления в процессе исследования уменьшался; *B* — исследование скважины методом противодавления в течение 24 *ч*; перепад давления увеличивался; *C* — то же, что и для кривой *B*; *D* — 24-часовое изохронное исследование [IX. 71].

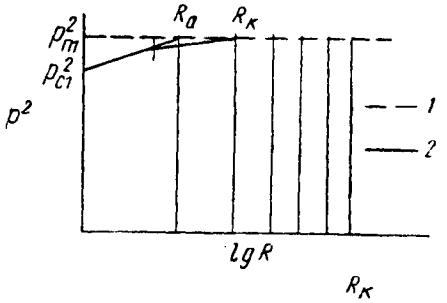
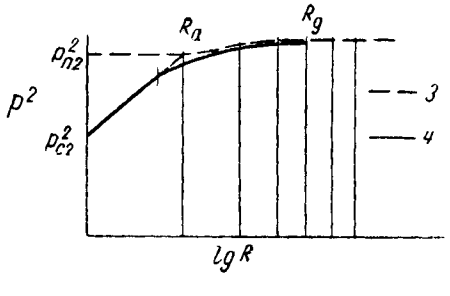
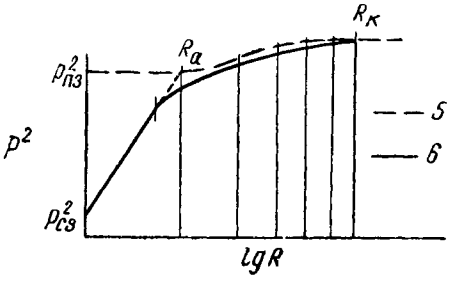


Рис. XI. 18. Изменение градиента пластового давления в процессе изохронного исследования скважины.

1 — начальное пластовое давление; *2* — распределение давления в конце первого периода исследования; *3* — давление в пласте перед вторым периодом исследования; *4* — давление в пласте в конце второго периода исследования; *5* — давление в пласте перед третьим периодом исследования; *6* — давление в пласте в конце третьего периода исследования.





мени, будет дренироваться зона одного и того же радиуса. Как это следует из табл. XI. 1, при построении индикаторных кривых для скважин при установившемся или стабилизированном течении требуется, чтобы радиус дренирования был неизменным. Из этой таблицы также следует, что наклон такой кривой остается постоянным для установившегося и для стабилизированного течения газа.

Методика изохронного исследования была создана Каллендером на основе работ, проведенных на газовых скважинах месторождения Хьюготон. На рис. XI. 16 показаны шесть кривых изохронного исследования одной газовой скважины. На рис. XI. 17 приведены четыре кривые, полученные в результате исследования этой же скважины обычным методом противодавления. Причины изменения n и K в процессе исследований методом противодавления в противоположность постоянному характеру при изохронных исследованиях исчерпывающе показаны в статье Каллендера [IX. 71].

На рис. XI. 18 более подробно показано распределение градиента давления по пласту при изохронном исследовании. Начальный градиент давления, существующий в пласте перед каждым новым исследованием с другим темпом отбора, показан на рисунке пунктирными линиями. Конечный градиент давления в конце каждого исследования показан сплошными линиями. Экстраполяция прямолинейного участка каждой кривой, выражающей конечный градиент давления до кажущегося радиуса дренирования R_a, показана мелким пунктиром. Так как продолжительность исследований с различными дебитами одна и та же, кажущийся радиус дренирования во всех случаях будет одинаковым. Из кривых рис. XI. 18 становится понятным, почему при вычислении отдельных точек изохронной индикаторной кривой в каждом следующем исследовании (с другим темпом отбора) следует брать давление в закрытой скважине предыдущего исследования, а не действительное пластовое давление.

11. ПЕРЕСЧЕТ ДАННЫХ, ПОЛУЧЕННЫХ МЕТОДОМ ПРОТИВОДАВЛЕНИЯ, В ИЗОХРОННЫЕ ИНДИКАТОРНЫЕ КРИВЫЕ

С появлением равновременного метода исследований скважин была разработана и методика пересчета данных обычных испытаний методом противодавления для построения изохронных индикаторных кривых [XI. 7]. Первая точка, снятая в процессе исследования по методу противодавления, является в то же время соответствующей точкой и изохронной индикаторной кривой данной скважины. Однако последующие точки вследствие увеличения радиуса дренирования имеют слишком большие значения $p_п^2 - p_с^2$. На рис. XI. 19 приведены поправочные коэффициенты, на которые надо умножать данные $p_п^2 - p_с^2$ для последующих точек, полученные при исследовании обычным методом противодавления, чтобы получить точки изохронной индикаторной кривой. Рассматривались только случаи последующего увеличения дебита в определенном отношении и периоды отбора равной продолжительности.

Для произвольных комбинаций отношений дебитов и продолжительности исследования должна быть выработана при помощи уравнения (X. 3) более общая методика [XI. 4]. Поправочные коэффициенты для общего случая приведены в табл. XI. 4 [XI. 4].

Таблица XI. 4

Коэффициенты для пересчета данных, полученных при исследовании скважины обычным методом противодавления в данные изохронного исследования

Период работы скважины	Поправочный коэффициент
I	Поправки нет
II	$\dfrac{Q_2 p_{t,1}}{Q_1 p_{t,1} + (Q_2 - Q_1) p_{t,2}}$
III	$\dfrac{Q_3 p_{t,1}}{Q_1 p_{t,1} + (Q_2 - Q_1) p_{t,2} + (Q_3 - Q_2) p_{t,3}}$
IV	$\dfrac{Q_4 p_{t,1}}{Q_1 p_{t,1} + (Q_2 - Q_1) p_{t,2} + (Q_3 - Q_2) p_{t,3} + (Q_4 - Q_3) p_{t,4}}$

Пример [II. 42].

При исследовании газовой скважины методом противодавления были получены следующие данные.

Период работы скважины	Абсолютное забойное давление, *ат*	Дебит *м³/сутки*	Продолжительность исследования, *мин*
Скважина закрыта	196	—	—
I	189	51 000	60
II	186	76 400	60
III	181,7	102 000	60
IV	177,3	127 000	60

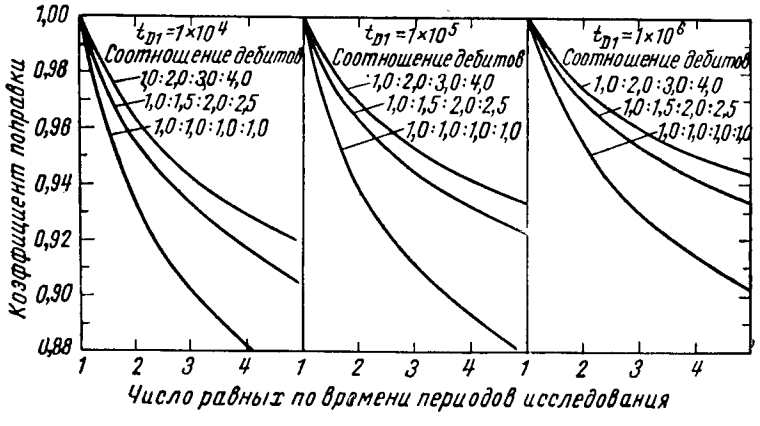


Рис. XI. 19. Диаграммы для пересчета данных, полученных методом противодавления, в данные, получаемые методом изохронного исследования [XI. 7].

Согласно расчетам продуктивный пласт и насыщающий его газ должны иметь следующие свойства: $k = 110$ *мд*; $\varphi = 0{,}15$; $\mu = 0{,}021$ *спз*; $r_с = 0{,}1525$.

Требуется сделать соответствующие вычисления и построить кривые:

а) индикаторную; б) кривую поведения скважины, исследуемой в течение 1 *ч*; в) в течение 24 *ч*; г) в течение 7 дней.

Решение

Индикаторная кривая:

Период работы скважины	Наблюдаемое $\left(p_п^2(\text{абс}) - p_c^2(\text{абс})\right)$, $ат^2$	Отношение дебитов	Поправочный коэффициент (рис. XI.19)	Исправленное $\left(p_п^2(\text{абс.}) - p_c^2(\text{абс})\right)$
I	2,435	1,0	1,0	2,435
II	3,930	1,5	0,962	3,770
III	5,410	2,0	0,944	5,100
IV	7,000	2,5	0,933	6,530

Кривая поведения при исследовании за 24 *ч*:

$$t_D \frac{3{,}48 \times 110 \times 192{,}50 \times 24 \times 60}{0{,}021 \times 0{,}15} = 2{,}43 \times 10^6.$$

t_D можно получить по данным исследования методом противодавления следующим образом:

$$\left(\frac{p}{p_п}\right)_1^2 = \frac{189{,}0^2}{196^2} = 0{,}937, \quad t_D = 1{,}012 \times 10^5.$$

Для $m_1 = 0{,}010$ и $t_D = 1{,}012 \times 10^5$ (по диаграмме на рис. X. 15) $\left(\frac{p}{p_п}\right)_1^2 = 0{,}938$.

Следовательно, значение m_1 в нашем случае равно 0,010.

При $m_1 = 0{,}010$ и $t_D = 2{,}43 \times 10^6$ $\left(\frac{p}{p_п}\right)_1^2 = 0{,}921$.

Далее

$$\frac{p}{p_п} = 0{,}960,$$

$$p_{c\ (\text{абс})} = 0{,}960 \times 196 = 188\ ат,$$

$$p_c^2 = 35350,$$

$$p_{п\ (\text{абс})}^2 - p_{c\ (\text{абс})}^2 = 3010\ ат^2.$$

$$Q = 51000\ м^3/сутки.$$

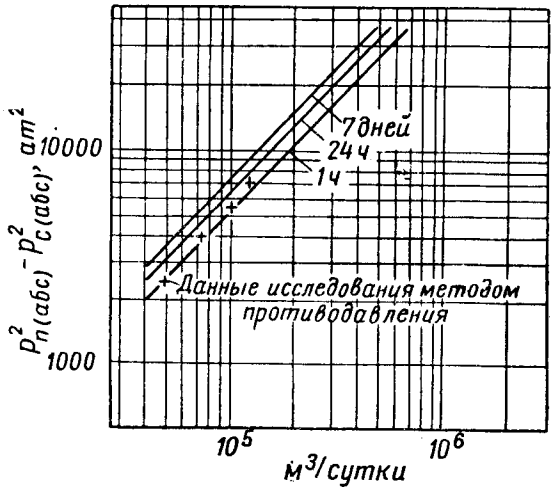


Рис. XI. 20. Индикаторные кривые, иллюстрирующие задачу, рассматриваемую в примере [II. 42].

Точки *2*, *3* и *4* можно найти, построив индикаторную кривую скважины по данным 24-часового исследования, которая должна быть параллельна кривой, полученной по данным исследования в течение 1 *ч*.

Индикаторная кривая по данным исследования в течение 7 суток определяется следующим образом:

$$t_D = 1{,}7 \times 10^7,$$

$$\left(\frac{p_c}{p_п}\right)_1^2 = 0{,}912, \quad \frac{p_c}{p_п} = 0{,}955, \quad p_c = 187, \quad p_c^2 = 34900,$$

$$p_{п\ \text{абс}} - p_{c\ (\text{абс})}^2 = 3480\ ат^2, \quad Q = 51\,000\ м^3/сутки.$$

На рис. XI. 20 приведены индикаторные кривые скважины, соответствующие данным исследования в течение 1 *ч*, 24 *ч* и 7 дней.

12. ПОПРАВКА ДЛЯ ИНДИКАТОРНОЙ КРИВОЙ СТАБИЛИЗИРОВАННОЙ СКВАЖИНЫ ПРИ ИЗМЕНЕНИИ ПЛАСТОВОГО ДАВЛЕНИЯ

Когда газ из пласта отбирается долгое время и пластовое давление $p_п$ падает, индикаторные кривые поведения скважин, снятые при стабилизированном течении, должны корректироваться с учетом снижения пластового давления. Эта корректировка имеет весьма важное значение с точки зрения оценки продуктивности пласта в течение длительного времени его последующей эксплуатации.

При снижении пластового давления происходят два явления. Величина максимально возможного дебита уменьшается и семейство индикаторных кривых скважины для стабилизированного течения несколько сдвигается в сторону более высоких дебитов и, кроме того, увеличивается расстояние между отдельными кривыми. Проверка значений безразмерного времени t_D показывает, что среднее давление играет такую же важную роль, как истекшее время или проницаемость при определении влияния неустановившейся фильтрации. По мере того как пластовое давление падает, все индикаторные кривые скважин при стабилизированном течении за этот промежуток времени будут смещаться вправо, так как значение t_D будет уменьшаться. Ниже приводится пример, иллюстрирующий методику расчета, применяемую в этом случае.

Пример

В некоторый момент времени абсолютное давление в закрытой газовой скважине, использованной в предыдущем примере, упало до 140 *ат*. Рассчитать и построить индикаторную кривую по данным семидневного исследования при стабилизированном течении, которую следует ожидать при новом значении пластового давления.

Решение. $\mu = 0{,}018$ *спз*

Значение m_1 корректируется для измененного давления $p_п'$ и вязкости через соответствующие соотношения:

$$m_1 = \frac{0{,}01 \times 0{,}018 \times 196^2}{0{,}021 \times 140^2} = 0{,}0168.$$

Значение t_D корректируется с учетом изменения $\bar{z}$, $\bar{p}$ и $\bar{\mu}$ также через соответствующие соотношения. Вследствие того, что имелись лишь ограниченные данные, в этом примере изменением $\bar{z}$ пренебрегаем. Изменение $\bar{p}$ принимается таким же, как и изменение $p_п$:

$$t_D = \frac{t_D p_п' \mu}{p_п \mu} = \frac{1.70 \times 10^7 \times 140 \times 0{,}021}{196 \times 0{,}018} = 1{,}415 \times 10^7,$$

$$\left(\frac{p_c}{p_п}\right)^2 = 0{,}913 \text{ (рис. X. 15, } m = 0{,}010),$$

$$\left(\frac{p_c}{p_п}\right)^2 = 0{,}854 \,(m = 0{,}0168),$$

$$p^2_{c\,(абс)} = 0{,}854 \times 19 \times 600 = 16725 \; ат^2,$$

$$\left(p^2_{п\,(абс)} - p^2_{c\,(абс)}\right) = 2865 \; ат^2,$$

$$Q = 51000 \; м^3/сутки.$$

На рис. XI. 21 показаны индикаторные кривые по данным 7-дневного исследования при $p_{п\,(абс)} = 197$ и $p_{п\,(абс)} = 140$ *ат*.

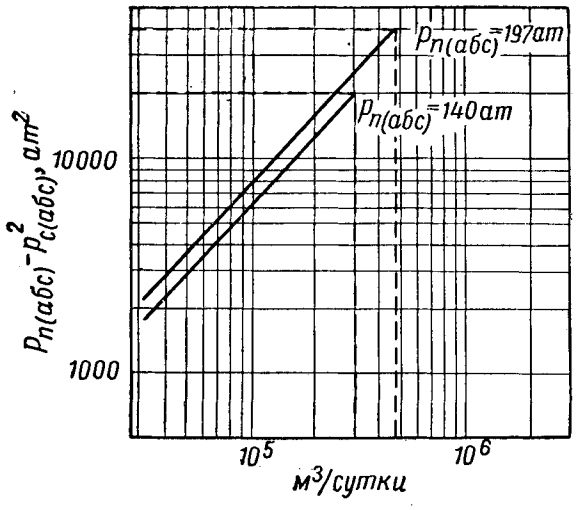


Рис. XI. 21. Изменение положения индикаторной кривой (по данным 7-дневного исследования) при изменении пластового давления [II. 42]

13. РАСЧЕТ ИНДИКАТОРНЫХ КРИВЫХ ПО ПРОМЫСЛОВЫМ ДАННЫМ

Тек, Грове и Поеттман (Tek, Grove and Poettmann) [X. 27], используя основные положения работы Хоуперта (Houpeurt) [X. 17], разработали метод определения индикаторных кривых газовых скважин при стабилизированном течении по данным исследования на приток и кривым восстановления давления. Они нашли этот метод вполне приемлемым для условий месторождений Хьюготон и Сан Джуан. Преимущества метода заключаются в том, что он дает соотношение между наклоном кривой исследования скважины противодавлением n и коэффициентом уравнения, по которому рассчитываются данные исследования противодавлением. Кроме того, данный метод при разработке соответствующих рабочих диаграмм позволяет очень быстро рассчитать индикаторные кривые.

Уравнение продуктивности (XI. 1) можно записать в виде

$$Q = \frac{70{,}5}{\gamma}(943)^n U \left[\frac{\pi kh}{\mu}\frac{b}{\ln\left(r_д/r_c\right)}\right]^n \times$$

$$\times \left(p^2_п - p^2_c\right)^n, \qquad \text{(XI. 23)}$$

где Q — дебит газа при 15,5° С и при абсолютном давлении, равном 1,03 *ат* в *м³/сутки*; γ — удельный вес газа (по воздуху); n — наклон изохронной индикаторной кривой; U — коэффициент, определяемый пределом изменения дебитов и n; k — коэффициент проницаемости в *д*; h — мощность пласта в *см*; μ — вязкость газа в *спз*; $r_д$ — радиус дренирования в *м*; r_c — радиус ствола скважины в *м*; b — отношение плотности газа к давлению в *г/см³/ат*; $p_п$ — абсолютное пластовое давление в *ат*; p_c — абсолютное забойное давление в *ат*.

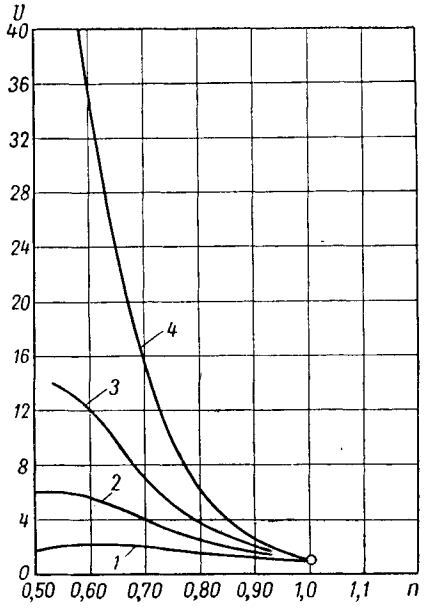


Рис. XI. 22. Изменение U в зависимости от наклона кривой продуктивности [XI. 27].

1 — кривая I, $527{,}5 < Q < 1055$ *м³/сутки*; *2* — кривая II, $1055 < Q < 10550$; *3* — кривая III, $10550 < Q < 510000$; *4* — кривая IV, $527500 < Q < 1055000$.

Значения коэффициента U в зависимости от наклона индикаторной кривой n и разных значений дебита приводятся на рис. XI. 22. Если на графике нет нужных значений, то рекомендуется брать ближайшую кривую, а не интерполировать. Рабочие диаграммы для решения уравнения (XI. 23) приводятся на рис. XI. 23—XI. 26. При $n = 1$ уравнение (XI. 23) переходит в уравнение (XI. 1), при этом вводится соответствующая поправка, учитывающая применяемую систему единиц.

Методика определения индикаторных кривых для газовых скважин при стабилизированном течении с использованием приведенных диаграмм включает четыре основные операции.

1. Определяется индикаторная кривая скважины методом изохронного исследования, причем время исследования составляет от 1 до 3 *ч*. По этой кривой определяют n.

2. Скважина работает некоторое время (один или несколько дней), а затем снимается кривая восстановления давления. Эти исследования позволяют определить выражение $\frac{\pi kh}{\mu}$ или так называемый параметр проводимости, характеризующий скважину по данным исследования.

3. Каким-либо способом подсчитывается радиус дренирования.

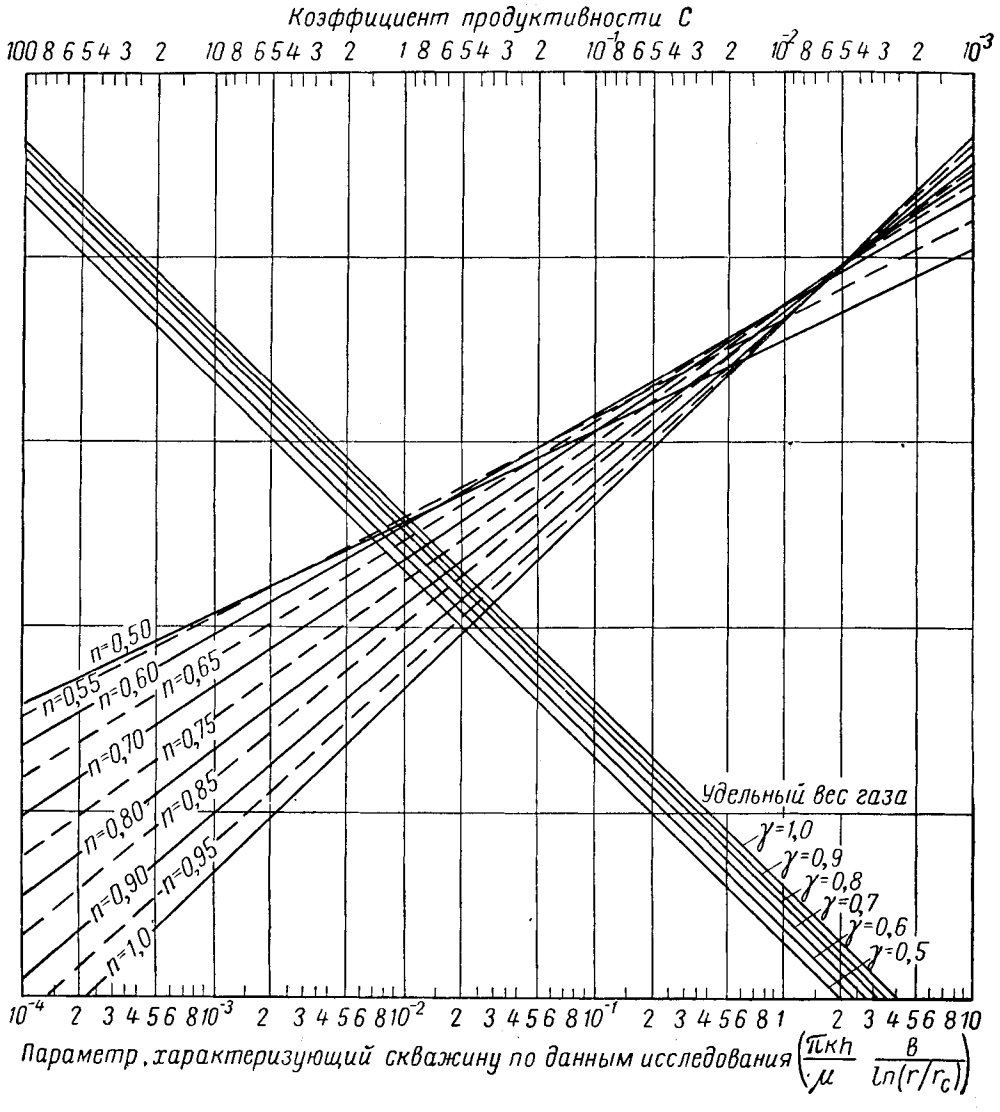


Рис. XI. 23. Диаграмма для определения стабилизированного коэффициента продуктивности по кривой восстановления давления в скважинах, имеющих дебиты от 527,5 до 1055 *м³/сутки* [XI. 27].

4. По рабочей диаграмме определяется значение коэффициента продуктивности C[1]. На рис. XI. 24 показан пример определения C. Параметр, характеризующий скважину по данным исследования, равен 1,49, $n = 0{,}969$ и $\gamma = 0{,}716$. Параметр, характеризующий скважину по данным исследования, определяем по уравнению (XI. 24) с применением наклона кривой восстановления давления S:

$$\frac{\pi kh}{\mu} = 0{,}0245 \frac{QT}{p_з S}, \qquad \text{(XI. 24)}$$

где $\frac{\pi kh}{\mu}$ — параметр, характеризующий скважину по данным исследования, в *д · см/спз*; Q — дебит газа, приведенный к температуре 15,5° С при абсолютном давлении, равном 1,033 *ат, в м³/сутки*; T — абсолютная температура в °К; $p_з$ — абсолютное забойное давление работающей скважины (перед закрытием) в *ат*; S — наклон прямолинейного участка кривой восстановления давления в абс. *ат/время периода логарифмической шкалы*.

Уравнение (XI. 24) аналогично уравнению (XI. 13). Тек, Грове и Поеттман рекомендуют определять радиус дренирования по уравнению

$$r_д/r_c = 4{,}29\,(t_D^{1/2}). \qquad \text{(XI. 25)}$$

Использование уравнения (XI. 6), полученного из работы Ван Эвердингена и Херста, вероятно, является более предпочтительным. В любом случае, если эффективный радиус дренирования достигает границы продуктивной площади, в качестве радиуса дренирования можно брать 0,303 расстояния между скважинами. Практически при расчете параметр, характеризующий

[1] При расчетах в единицах измерения, принятых в Советском Союзе, следует пользоваться коэффициентом K':

$$K' = K\frac{28{,}3}{(4{,}94)^n}.$$

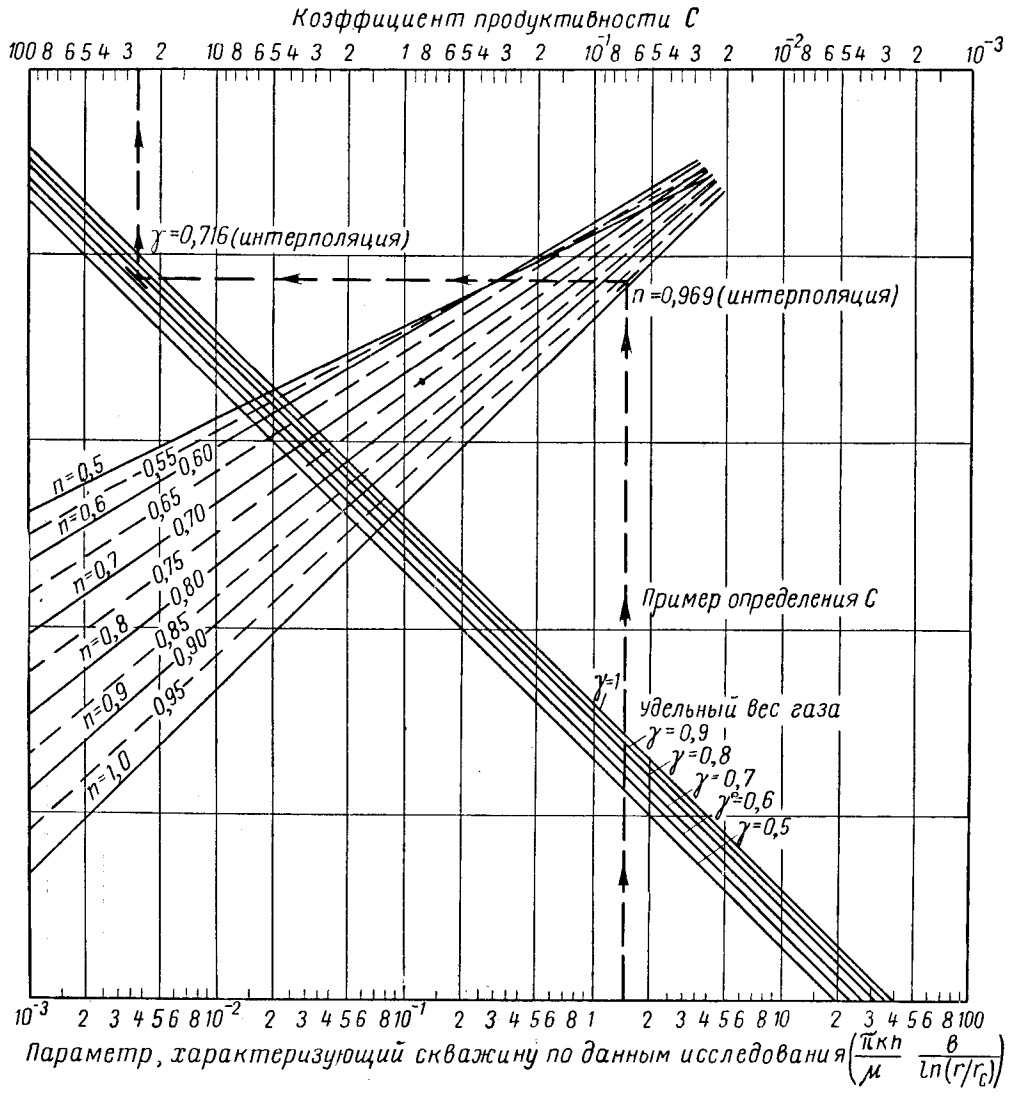


Рис. XI. 24. Диаграмма для определения стабилизированного коэффициента продуктивности по кривой восстановления давления в скважинах, имеющих дебиты от 1055 до 10550 *м*³/*сутки*.

скважину по данным исследования, определяется по формуле

$$\frac{\pi kh}{\mu}\cdot\frac{b}{\ln(r/r_c)}=\frac{0{,}00870Q\gamma}{p_c Sz\ln(r/r_c)}.$$

Пример

Имеются данные трехчасового исследования скважины Меза 1-14 месторождения Сан Джуан (Нью-Мехико). Индикаторные кривые этой скважины приведены на рис. XI. 27. Кривые изменения дебита и давления при пуске скважины приведены на рис. XI. 28. Кривая восстановления давления приведена на рис. XI. 29.

Требуется определить поведение скважины при стабилизированном режиме фильтрации. Удельный вес газа 0,650. Пластовая температура 68,9° С. Мощность продуктивного пласта 197,5 *м*. Пористость пласта равна 10%. Испытание на приток продолжалось 718 *ч*. Средний дебит газа равнялся 19 300 *м*³/*сутки*, а абсолютное забойное давление перед закрытием скважины 26,8 *ат*.

Решение

Кривая *A* на рис. XI. 27 представляет собой кривую изохронного исследования в течение 3 *ч*; по ней можно определять наклон ($n=0{,}772$). Для этой скважины были построены индикаторные кривые *B* и *C* по данным исследований продолжительностью 6 *ч* и 30 дней, но они не обязательны для расчета. Решение данной задачи заключается в построении индикаторной кривой для этой скважины при стабилизированном режиме фильтрации, которая раскрывает физическую сущность поведения скважины, работающей в течение длительного времени, когда используются новые значения $p_п$, учитывающие среднее падение давления за интервал.

Параметр, характеризующий скважину по данным исследования, вычисляется по прямолинейному участку кривой на рис. XI. 29. При этом: 1) средний дебит перед закрытием скважины 19 300 *м*³/*сутки*; 2) давление на забое $p_{c(абс)}$ перед закрытием скважины 26,8 *ат*; 3) увеличение давления за время, равное периоду ло-

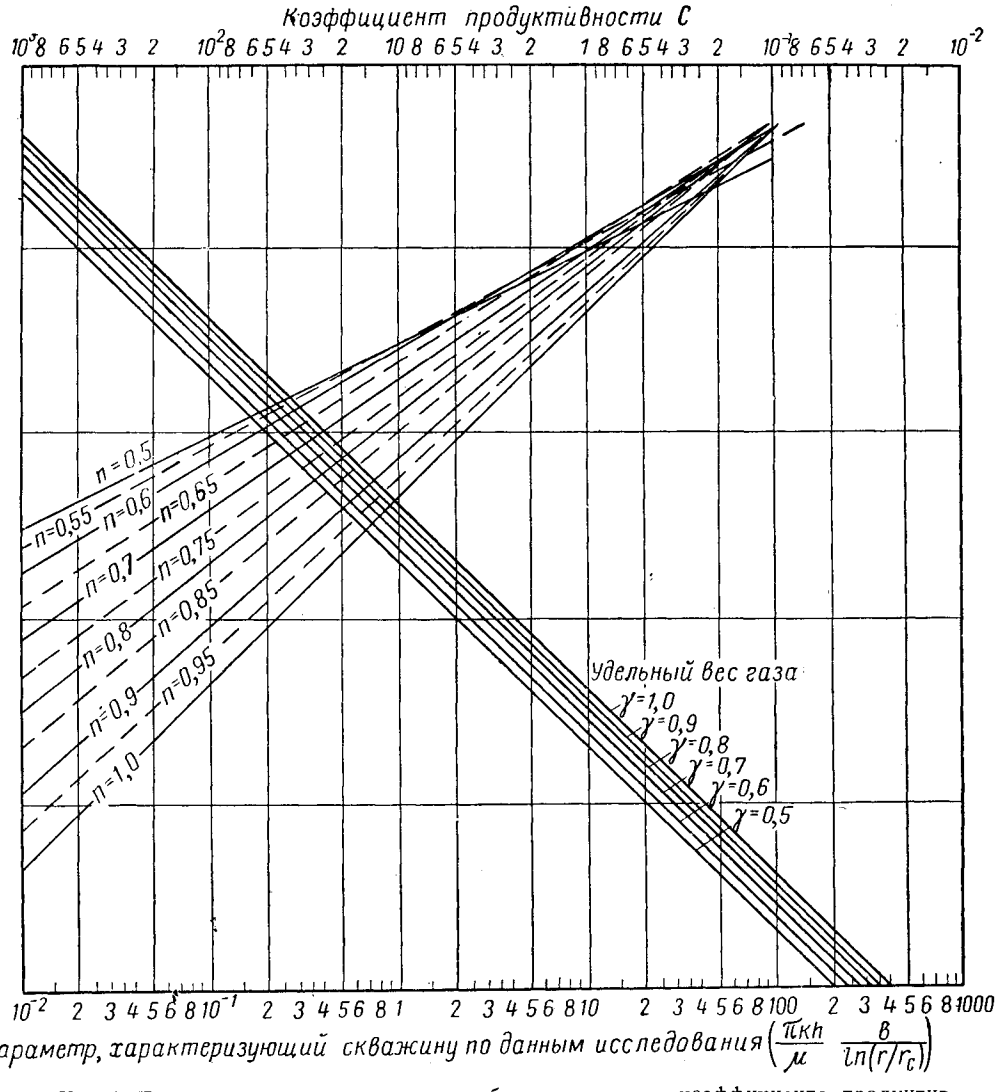


Рис. XI. 25. Диаграмма для определения стабилизированного коэффициента продуктивности по кривой восстановления давления в скважинах, имеющих дебиты от 10550 до 527500 *м³/сутки* [XI. 27].

гарифмической шкалы (т. е. от 10 до 100 *ч*), составляет 24,45 абс. *ат/период*.

Вычисляем параметр

$$\frac{\pi kh}{\mu}\ \frac{b}{\ln(r/r_c)} = \frac{0{,}00870\,Q\gamma}{p_c S z \ln(r_д/r_c)};$$

$$\frac{\pi kh}{\mu}\ \frac{b}{\ln(r/r_c)} = \frac{0{,}00863 \times 0{,}65 \times 19300}{26{,}8 \times 24{,}45 \times z \ln r_д/r_c} =$$

$$= \frac{0{,}1655}{z \ln(r_д/r_c)}.$$

Для газа удельного веса 0,65

$$T_r = 342/207{,}0 = 1{,}65,$$

$$p_f = 33{,}80/46{,}9 = 0{,}72, \quad z = 0{,}95,$$

$$\ln \frac{r_д}{r_c} = 3 + \frac{1}{2} \ln \frac{t_f}{t_н} + \frac{p_н - p_c}{2S} = 3 +$$

$$+ \frac{1}{2}\, 2{,}303 \lg \frac{718}{10} + \frac{38{,}6 - 26{,}8}{2 \times 24{,}45} = 5{,}37,$$

где t_f — время работы скважины в *ч*; $t_н$ — произвольное время с момента закрытия скважины в *ч*; $p_н$ — забойное давление в закрытой скважине в момент времени $t_н$ в абс. *ат*; p_c — забойное давление в момент закрытия скважины в абс. *ат*;

$$\frac{\pi kh}{\mu}\ \frac{b}{\ln r/r_c} = \frac{0{,}1655}{0{,}95 \times 5{,}37} = 0{,}0325.$$

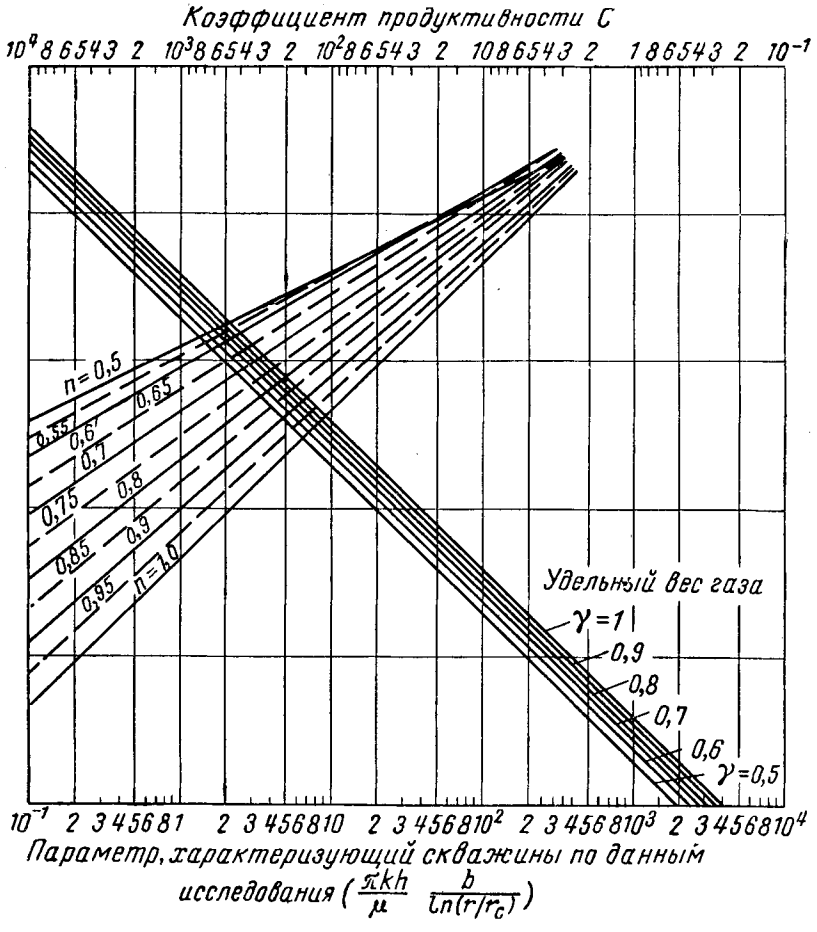


Рис. XI. 26. Диаграмма для определения стабилизированного коэффициента продуктивности по кривой восстановления давления в скважинах, имеющих дебиты от 527500 до 10550000 *м*³/*сутки* [XI. 27].

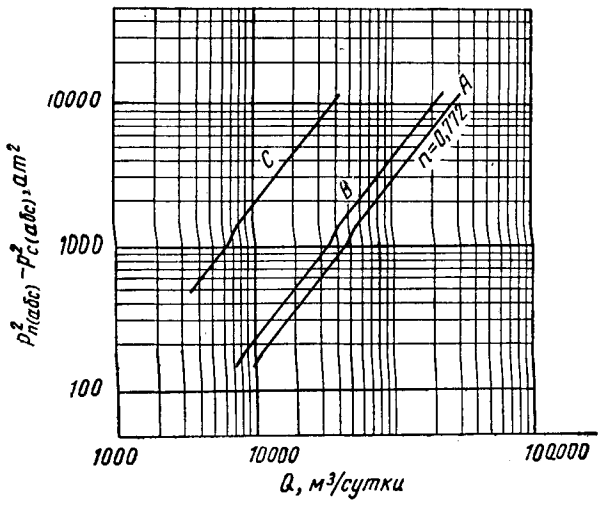


Рис. XI. 27. Индикаторные кривые по скважине Меза 1-14 месторождения Сан Джуан [XI. 27].

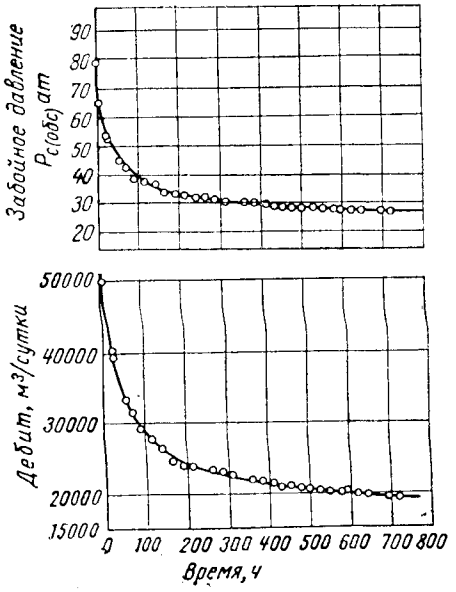


Рис. XI. 28. Кривые падения забойного давления или дебита при пуске скважины Меза 1-14 [XI. 27].

Из рис. XI. 27 для этого значения параметра, характеризующего скважину по данным исследования, при $n = 0{,}772$ и $\gamma = 0{,}65\,C$ равно 2,9 или

$$C' = \frac{2{,}9 \times 28{,}3}{(4{,}94)\,0{,}772} = 23{,}92\ м^3/сутки\ (ат^2).$$

Следовательно, для разности квадратов абсолютного давления 4940 $ат^2$

$$Q = 23{,}92 \times 4940^{0{,}772} = 17010\ м^3/сутки.$$

Эта точка на графике рис. XI. 27 несколько ниже кривой, построенной по данным исследования за 30 дней, но совершенно точно совпадает с результатами расчета по данным падения давления Гека, Грове и Поеттмана. Полученные ими результаты расчета примерно на 20% больше, чем действительные данные.

Гек, Грове и Поэттман использовали данные восстановления давления для оценки эффективного радиуса скважины по следующему уравнению:

$$r_{с\ эф} = 0{,}00519\left(\frac{QTt_н}{\varphi C_г p_с Sh}\right)^{1/2} \times$$

$$\times \left\{\frac{1}{\lg^{-1}\left[(p_н - p_с)/S^{-0{,}3515}\right]}\right\}^{1/2}, \qquad (XI.26)$$

где $r_{с\ эф}$ — эффективный радиус скважины в $м$; Q — дебит скважины перед закрытием в $м^3/сутки$; T — температура пласта в °К; $t_н$ — время с момента закрытия скважины в $ч$; φ — пористость в долях единицы; $C_г$ — коэффициент сжимаемости газа в $м^3 \cdot 1/ат$; S — наклон кривой восстановления давления на полулогарифмическом графике в абс. $ат/цикл$; h — мощность пласта в $м$; $p_н$ — абсолютное давление в скважине в момент времени $t_н$ в $ат$; $p_с$ — абсолютное давление в скважине перед ее закрытием в $ат$.

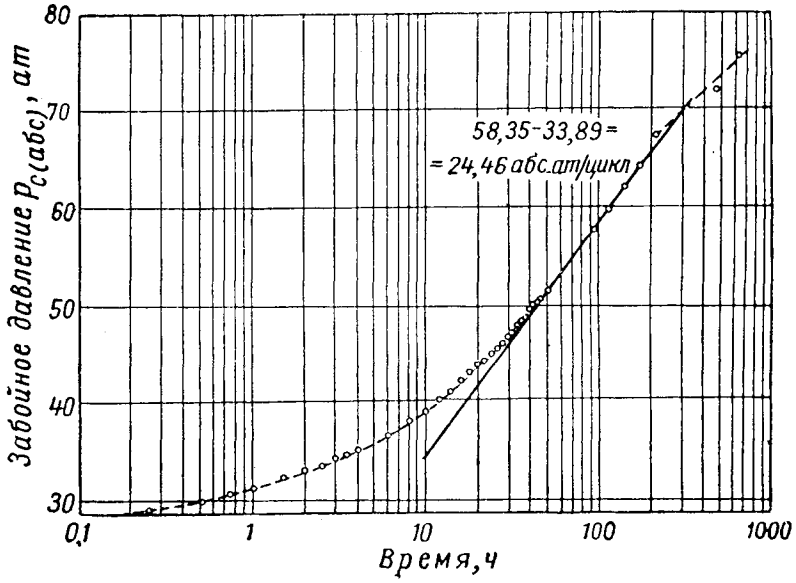


Рис. XI. 29. Восстановление давления на скважине Меза 1-14 [XI. 27]. $Q = 19300\ м^3/сутки$; $p_{з\ (абс.)} = 27{,}55\ ат$; $S = 24{,}46$ абс. $ат/цикл$.

Радиус дренирования $r_д$ определяется по уравнению

$$r_д = 0{,}12525\left(\frac{QT}{p_с Sh\varphi C_г}\right)^{1/2} t_f^{\ 1/2}, \qquad (XI.27)$$

где $r_д$ — радиус дренирования в момент времени t в $м$; t_f — продолжительность работы скважины до ее закрытия в $ч$.

Комбинируя $r_д/r_с$ и беря логарифм $r_д/r_с$, можно получить

$$\ln r_д/r_с = 3 + \frac{1}{2}\ln\frac{t_f}{t_н} + \frac{p_н - p_с}{2S}. \qquad (XI.50)$$

§ 2. ЗАПАСЫ ГАЗА

Запасы газа газового месторождения могут быть подсчитаны двумя методами: объемным по объему порового пространства пласта или методом материального баланса по падению давления в залежи в зависимости от отбора газа [XI. 13, XI. 10]. О запасах газа, выделяющегося из нефти, будет сказано в главе XII.

При подсчете запасов газа надо различать общие запасы и промышленные запасы, которые реализуются при разработке месторождения.

1. ОБЪЕМНЫЙ МЕТОД

Объемный метод подсчета запасов газа применяется для новых месторождений, до того как из пласта отобрано значительное количество газа. Для расчета запасов объемным методом необходимо знать следующие основные данные.

1. Площадь продуктивного пласта A и его мощность h.
2. Среднее значение коэффициента пористости φ продуктивного пласта.
3. Содержание связанной воды S в долях объема пор.
4. Пластовое давление p и пластовую температуру T.
5. Коэффициент сжимаемости газа z, определенный по данным анализа газа или его удельному весу.

Объем газа, содержащегося в пласте, подсчитывается умножением общего эффективного объема пор продуктивного пласта на количество газа, содержащегося в единице объема пор, с учетом температуры, давления и коэффициента сжимаемости:

$$Q = 10000Ah\varphi\,(1 - S)\frac{pT_b}{p_b T_z}, \qquad (XI.29)$$

где Q — запасы газа в пласте при p_b и T_b в $м^3$; A — площадь продуктивной части пласта в $га$; h — мощность пласта в $м$; φ — коэффициент пористости в долях единицы; S — содержание в порах связанной воды в долях единицы объема пор; p — абсолютное давление в $ат$; p_b — стандартное абсолютное давление в $ат$; T — температура пласта в °К; T_b — стандартная температура в °К; z — коэффициент сжимаемости газа.

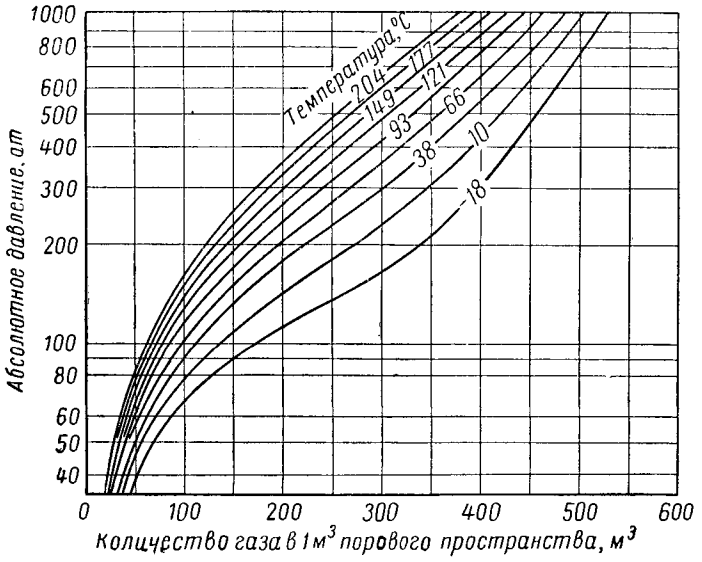


Рис. XI. 30. Содержание газа удельного веса 0,6 (при абсолютном давлении 1,033 *ат* и 15,5° С) в 1 *м*³ порового пространства.

Сведения о площади залежи и мощности пласта принимаются по геологическим данным и картам, отображающим строение структуры. Структурные карты и карты равных мощностей необходимы при определении объема пор пласта. Площади пласта определенной мощности замеряются планиметром. Умножение средней мощности пласта на продуктивную площадь дает значение произведения Ah в уравнении (XI. 29). При построении структурной карты и карты равных мощностей используются все данные, полученные в процессе бурения и заканчивания скважин: разные виды электрокаротажа, исследование кернов, опробование испытателем пласта, исследование шлама, анализ скоростей бурения и др. Для определения положения газоводяного контакта необходимо иметь хотя бы одну скважину в зоне раздела газ — вода. В тех случаях, когда продуктивный пласт представлен чередованием глин и песков, обычно указывают общую и эффективную мощности пласта, причем при подсчетах запасов газа пользуются значением эффективной мощности h.

Определению положения зеркала воды (XI. 21) и его возможного наклона в пластах, имеющих региональное течение воды, следует уделять должное внимание (XI. 17, XI. 32, I. 34). Пористость и содержание связанной воды определяются методами, описанными в главе II. Измерения, проводимые на кернах, особенно желательны при вскрытии малоизвестных продуктивных пластов.

Для определения коэффициента сжимаемости необходимо иметь данные анализа газа или его удельный вес, а также пластовую температуру и давление. Подробно об этом говорится в главе IV. Отношение pT_b в p_bT_z зависит от значения p_b и T_b, принятых за стандартные условия, пластовой температуры, давления и сжимаемости газа. Это отношение выражает количество стандартных кубических метров газа в 1 *м*³ порового объема. На рис. XI. 30 и XI. 31 приведены графики, выражающие количество газа в 1 *м*³ порового пространства в зависимости от давления и температуры в пласте. За стандартные условия приняты абсолютное давление 1,033 *ат* и 15,55° С. Так как в некоторых случаях важно знать коэффициент сжимаемости газа, на рис. XI. 32 и XI. 33 приводятся графики для определения коэффициентов сжимаемости газов удельного веса 0,6 и 0,7.

Пример

Определить запасы газа в залежи песчаника № 44 на месторождении Лип Лайк (Луизиана). Карта равных мощностей приводится на рис. I. 30. Данные по пласту приведены в табл. I. 9.

Решение

С помощью планиметра определяем площади участков с различной мощностью пласта, которые умножаем на соответствующую этому участку среднюю мощность пласта.

Изменение мощности пласта, *м*	Площадь участка, *га* (по планиметру)	Средняя мощность пласта, *м*	Объем пласта, *га·м*
0—1,5	61,5	0,75	46,15
1,5—3,0	57,0	2,25	128,20
3,0—4,5	54,7	3,75	205,12
4,5—6,0	51,4	5,25	269,85
6,0—7,5	73,5	6,75	496,13
7,5—9,0	202,0	8,25	1666,50
9,0—9,0	9,5	9,0	85,50
9,0—10,5	228,0	9,75	2223,0
10,5—12,0	112,5	11,25	1265,63
12,0—13,2	52,8	12,6	665,28
13,2—13,2	11,1	13,2	146,52
	914,0		7197,9

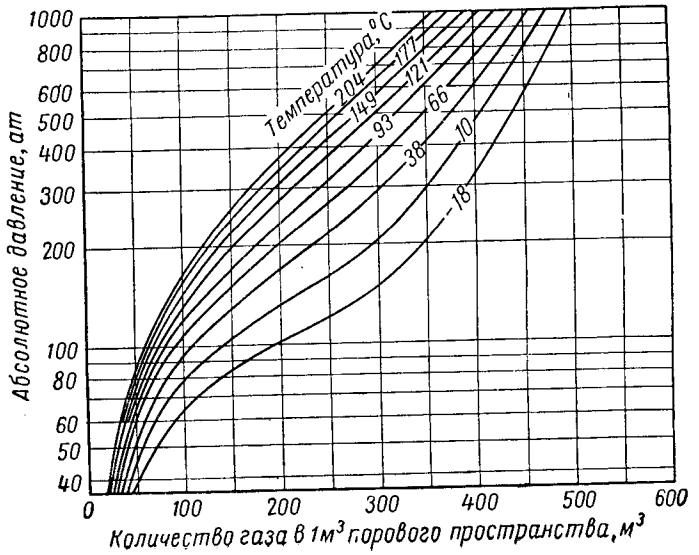


Рис. XI. 31. Содержание газа удельного веса 0,7 (при абсолютном давлении 1,033 *ат* и 15,5° С) в 1 *м*³ порового пространства.

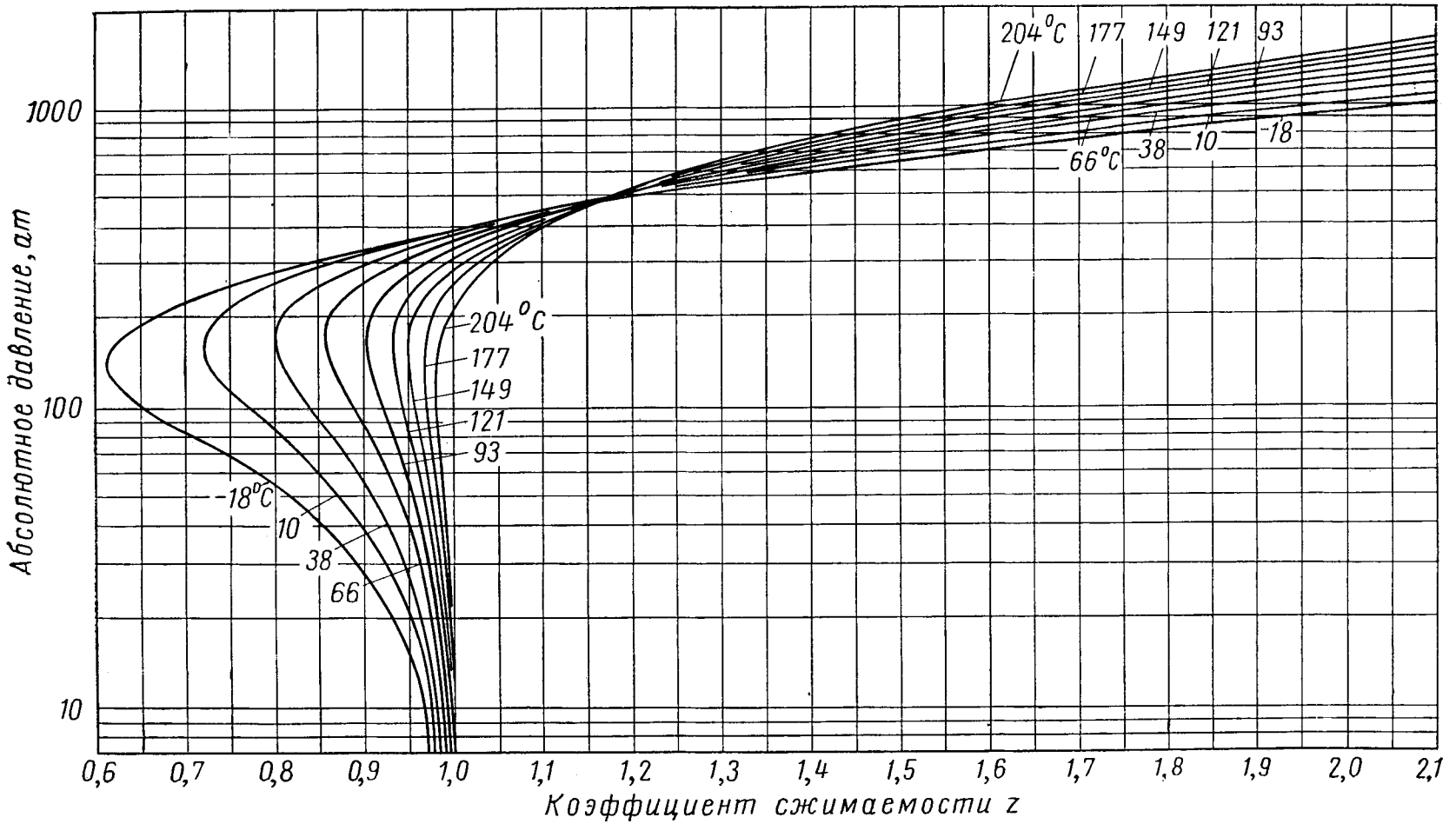


Рис. XI. 32. Зависимость коэффициента сжимаемости природного газа удельного веса 0,6 от давления и температуры.

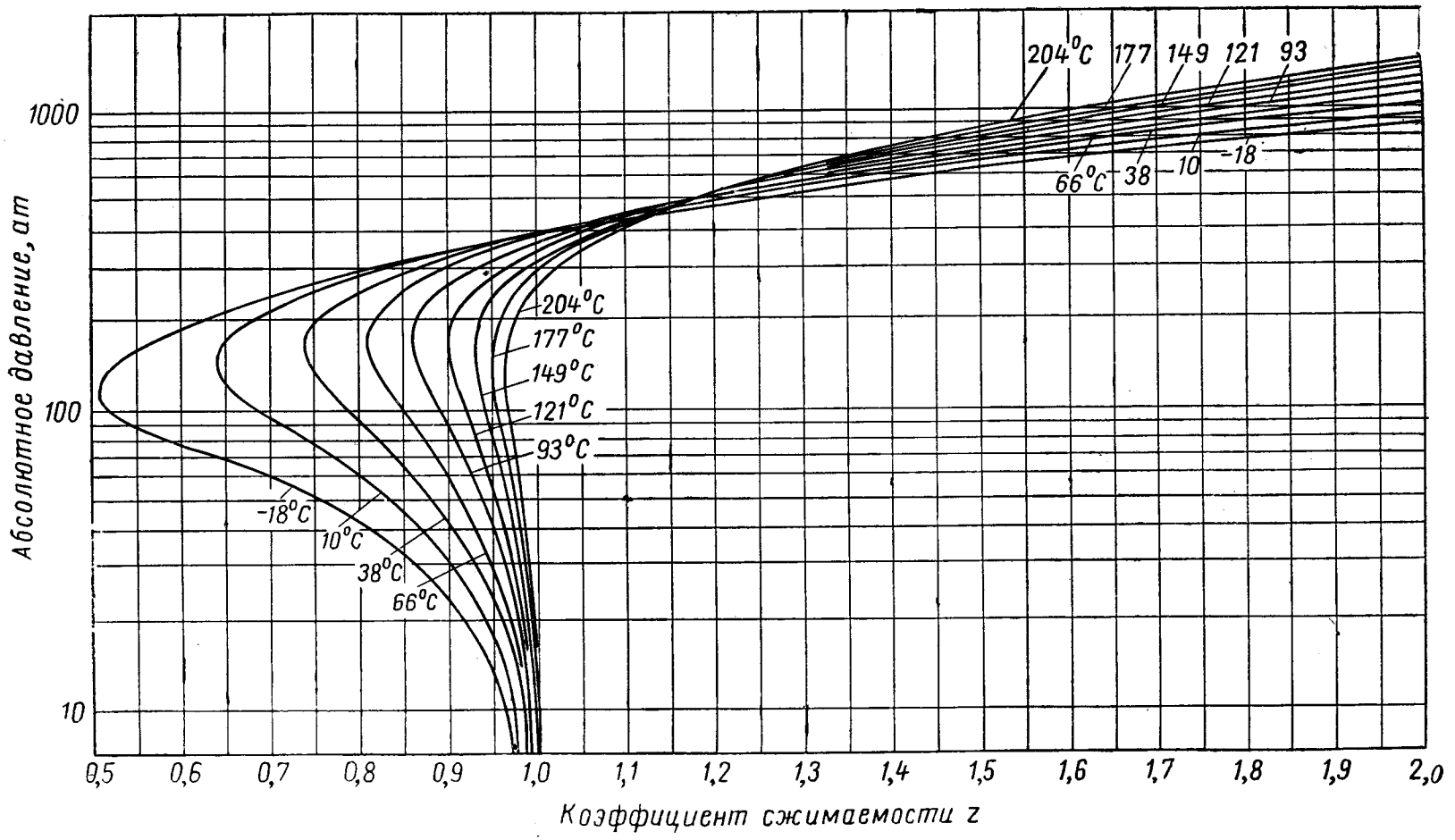


Рис. XI. 33. Зависимость коэффициента сжимаемости природного газа удельного веса 0,7 от давления и температуры.

Запасы газа на *га · м* (из табл. 1.9)

$$10000 \times 0{,}28 \times 0{,}75 \frac{362}{1{,}03} \frac{288{,}5}{364} \frac{1}{0{,}987} = 592000 \ м^3/га \cdot м.$$

Общие запасы газа

$$Q = 7175 \times 592000 = 4245000000 \ м^3 = 4{,}245 \ мд \cdot м^3.$$

В некоторых пластах, сложенных малопроницаемым материалом, необходимо установить предел проницаемости, ниже которого газ, хотя он и заполняет поры породы, не может быть добыт, так как для этого обычное время разработки газового месторождения оказывается недостаточным. Запасы газа в малопроницаемых пластах существенно снижаются за счет повышенного содержания в породе связанной воды.

2. МЕТОД ПАДЕНИЯ ПЛАСТОВОГО ДАВЛЕНИЯ

При подсчете начальных запасов газа по методу падения давления предполагается, что объем пласта, занимаемый газом, остается постоянным. Этот метод не применим к пластам, эксплуатируемым при водонапорном режиме. На рис. XI.35 приведена кривая падения

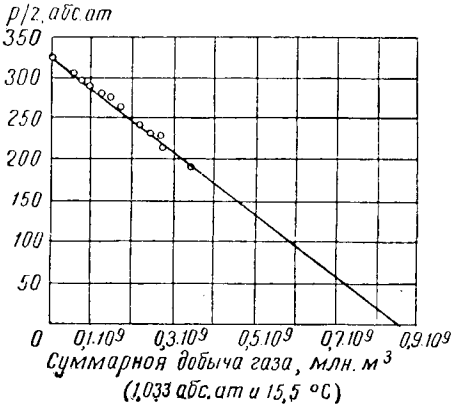


Рис. XI.34. Падение давления в пласте в зависимости от отбора газа. Месторождение Соус Элтон, песчаник Линскомб.

давления при отборе газа из пространства с постоянным объемом. Эта кривая несколько отклоняется от прямой линии, что объясняется изменением коэффициента сжимаемости с изменением давления. Кривая *p/z* в зависимости от отбора газа при постоянной температуре представляет собой прямую линию.

При наличии активной краевой воды во время снижения давления в залежи вода занимает некоторую часть пространства, ранее занятого газом. В этом случае при отборе газа происходит небольшое падение давления в залежи, а иногда даже практически не наблюдается (рис. XI.34а). Вторгшаяся в залежь вода, если ее количество неизвестно, не позволяет рассчитывать начальные запасы газа по зависимости падения давления от отбора. Чтобы рассчитать запасы газа в пласте, считая его объем неизменным, надо знать начальное давление, количество отобранного на какой-то момент времени из пласта газа и давление в пласте на это же время.

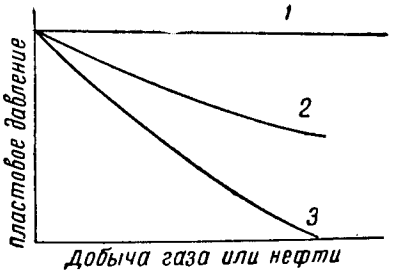


Рис. XI.34а. Влияние вторжения воды на темп падения давления.

1 — идеальный водонапорный режим; *2* — частично активная вода; *3* — отсутствие активной воды.

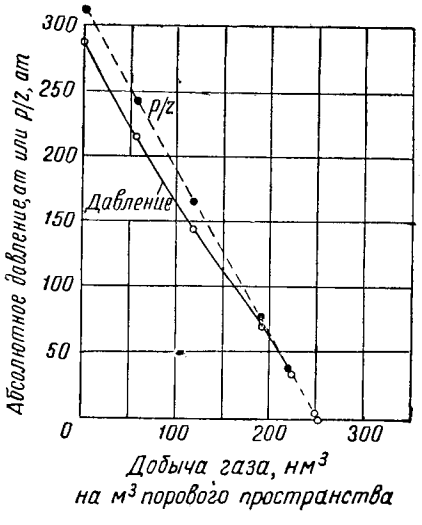


Рис. XI.35. Теоретические кривые падения давления.

Удельный вес газа при $T = 65{,}6°$ С равен 0,6.

Пример

Начальное абсолютное давление в пласте равнялось 283 *ат*. Температура 65,55° С. Удельный вес газа 0,6. Когда из пласта было отобрано 45 400 000 $м^3$ газа (при $p_{(абс)} = 1{,}03$ *ат* и $T = 15{,}55°$ С), абсолютное давление упало до 212 *ат*. Пренебрегая вторжением воды в залежь, определить начальные запасы газа.

Решение

При начальных условиях 1 $м^3$ порового пространства пласта содержал

$$\frac{pT_b}{p_b T z} = \frac{283 \times 288 \times 5}{1{,}03 \times 338 \times 0{,}919} = 253{,}8 \ м^3 \text{ газа}.$$

Значение z можно определить непосредственно по графику на рис. XI.32. При абсолютном давлении 212 *ат* 1 $м^3$ объема пор пласта содержит

$$\frac{212 \times 288 \times 5}{1{,}03 \times 338 \times 0{,}884} = 198{,}1 \ м^3 \text{ газа}.$$

В процессе эксплуатации залежи из каждого $м^3$ порового пространства извлечено 253,8—198,1 = 55,7 $м^3$ газа. Из этого следует, что объем порового пространства равен 45 400 000/55,7 = 815 000 $м^3$. Начальные запасы газа составляют

$$815000 \times 253{,}8 = 206000000 \ м^3.$$

Эту задачу можно было решить, определяя содержание газа в 1 $м^3$ порового пространства пласта непосредственно по графику на рис. XI. 30.

Пример

Дана кривая, выражающая зависимость падения давления от отбора газа (рис. XI. 34) для пласта Линскомб, месторождения Соус Элтон (Луизиана). Определить начальные запасы газа в этом пласте.

Решение

Продолжая прямую на графике рис. XI. 34 до нуля, получаем общее количество газа в пласте (860 000 000 $м^3$) при условии, что объем пласта остается постоянным.

Начальное содержание газа в пласте по данным падения давления в зависимости от отбора и известном коэффициенте сжимаемости можно выразить следующим уравнением:

$$Q_з = \frac{Q_д\,(p_1/z_1)}{p_1/z_1 - p_2/z_2}, \qquad (XI.\ 30)$$

где $Q_з$ — начальное содержание газа в пласте при давлении p_1; $Q_д$ — количество газа, отобранного из пласта на момент времени 2, в $м^3$; p_1 — начальное абсолютное пластовое давление (момент времени 1) в $ат$; p_2 — текущее абсолютное пластовое давление (момент времени 2) в $ат$; z — коэффициент сжимаемости.

При определении запасов газа по изменению пластового давления, принимается, что пластовое давление, замеренное в скважине, соответствует выравненному пластовому давлению. Для малопроницаемых пластов данные восстановления давления в скважинах могут использоваться для подсчета выравненного давления по методике, рассмотренной в главе X.

Эта методика заключается в том, что зависимость p_c^2 от $\lg\,[\Delta t/(t_f + \Delta t)]$ строится в полулогарифмических координатах. Такая кривая приведена на рис. XI. 14 p_c в этом случае является давлением на забое закрытой скважины, а Δt — время, отсчитываемое с момента закрытия скважины, t_f — время работы скважины до ее закрытия. Кривая восстановления давления экстраполируется до $\Delta t/(t_f + \Delta t) = 1$ (рис. XI. 14 или X. 19). Значение p_c^{*2}, соответствующее точке пересечения кривой (экстраполированной) с осью ординат, больше, чем квадрат выравненного пластового давления, за исключением пластов очень большой протяженности. На рис. X. 20 приведен график для определения поправки для p_c в случае пластов ограниченной протяженности, с учетом которой p_c соответствует выравненному пластовому давлению [X. 22]. Используя безразмерное время и вычислив выражение

$$\frac{t_D}{\pi R^2} = \frac{0{,}0001073}{\mu \Phi r_к^2}\, k\bar{p} t_f$$

по графику на рис. X. 20, находим значение $(p^{*2} - \bar{p}^2)\, hk/0{,}0205 \mu z T Q$.

Среднее давление

$p^2 = p^{*2}$ (значение на ординате рис. X. 20)

$$\left(\frac{0{,}0205 \mu z T Q}{hk}\right),$$

где p^* — абсолютное пластовое давление по кривой для бесконечного пласта в $ат$; $\bar{p}$ — истинное выравненное абсолютное пластовое давление в $ат$; k — проницаемость в $мд$; t_f — время работы скважины до закрытия в $ч$; μ — вязкость газа в $спз$; Φ — пористость в долях единицы; $r_к$ — радиус внешней границы (половина расстояния между скважинами) в $м$; t_D — безразмерное время (из табл. X. 2); T — температура пласта в °К; h — мощность пласта в $м$; Q — дебит скважины перед закрытием в $м^3/сутки$; z — коэффициент сжимаемости газа; $R = r_к/r_c$.

3. ПРОМЫШЛЕННЫЕ ЗАПАСЫ ГАЗА

Если газоносный пласт эксплуатируется за счет расширения газа (в залежь вода не проникает), то при снижении давления в пласте до атмосферного практически из залежи будет добыт весь газ.

Однако дебиты скважины при приближении давления в пласте к атмосферному начинают падать настолько быстро, что обычно эксплуатация пласта прекращается задолго до снижения давления в пласте до атмосферного. Давление, при котором прекращается эксплуатация, может быть мало (до 3,5 абс. $ат$) в пластах, залегающих неглубоко, но может быть достаточно большим (35 абс. $ат$ и более) в глубоко залегающих пластах. Начальное содержание газа за вычетом количества газа, остающегося в пласте к моменту прекращения его эксплуатации при каком-то выбранном давлении, составляет промышленные запасы газа.

Для пластов, эксплуатируемых при водонапорном режиме, существенного падения пластового давления к моменту прекращения эксплуатации не наблюдается. При появлении в продуктивных скважинах больших количеств воды резко уменьшается дебит газа, но к этому моменту из пласта, как правило, отбирается почти весь газ. Точных сведений об эффективности вытеснения газа водой в пластовых условиях не имеется. Если вытеснение продолжается достаточно длительное время, то оно по существу будет полным, так как вряд ли можно ожидать газонасыщенность ниже начального уровня газоводяного контакта. Имеющиеся в литературе данные по этому вопросу противоречивы [XI. 12, XI. 25] и иногда не соответствуют действительным условиям пласта. Существенное влияние на полноту вытеснения оказывает направление движения воды, которое зависит от положения скважин на структуре и эффективности ремонтных мероприятий в скважинах, вскрывших верхнюю часть продуктивного пласта. Многие инженеры и геологи считают коэффициент, учитывающий полноту вытеснения газа водой, равным 85%. Чтобы установить действительные пределы значения этого коэффициента для различных пластов, следует проводить тщательный геологический контроль и оценку газоотдачи пластов в процессе их разработки.

§ 3. ПРОБЛЕМЫ, СВЯЗАННЫЕ С ДОБЫЧЕЙ ГАЗА

При эксплуатации газовых скважин обычно сталкиваются с рядом проблем. Например, в скважинах, эксплуатирующих газоконденсатные пласты, имеющие высокие давления, много неприятностей причиняет коррозия оборудования. Часто в газовые скважины начинает поступать вода, вследствие чего может снизиться дебит газа. Кроме того, на забое малопродуктивных газовых скважин вода может скапливаться в результате конденсации ее из газа.

1. КОРРОЗИЯ

Коррозия фонтанных труб конденсатных скважин, работающих при высоких давлениях, имеет специфический характер [XI. 2]. На рис. XI. 36 показаны фонтанные трубы, поднятые из газовой скважины с глубины 397—1370 *м*. Очевидно, коррозия здесь произошла вследствие присутствия в газе углекислого газа и некоторых органических кислот, например, уксусной кислоты. Водная фаза в фонтанных трубах создается за счет конденсации водяных паров при охлаждении струи газа при течении его по стволу. Для решения основных проблем борьбы с коррозией ведутся специальные исследования и промысловые испытания [XI. 3, XI. 11, XI. 14, XI. 23. XI. 26]. Однако вопрос усложняется тем, что каждой скважине, каждой установке присущи некоторые индивидуальные особенности. Эйлертс (Eilerts) с соавторами [XI. 11] представил результаты закачки хроматов натрия и щелочей в затрубное пространство работающей газоконденсатной скважины. Менаул и Спаффорд (Menaul and Spafford) [XI. 23] показали, что нагнетание гидроокиси аммония в кольцевое пространство газоконденсатной скважины исключает коррозию фонтанных труб, если в воде, содержащейся в потоке газа, нет солей кальция или магния.

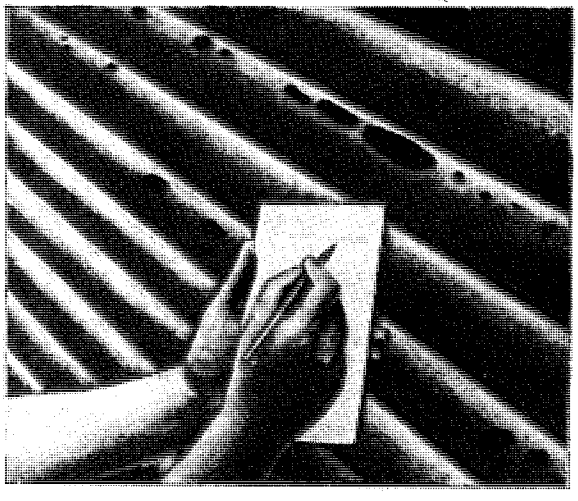


Рис. XI. 36. Коррозия фонтанных труб из газовой скважины месторождения Норс Маркхам (Техас).

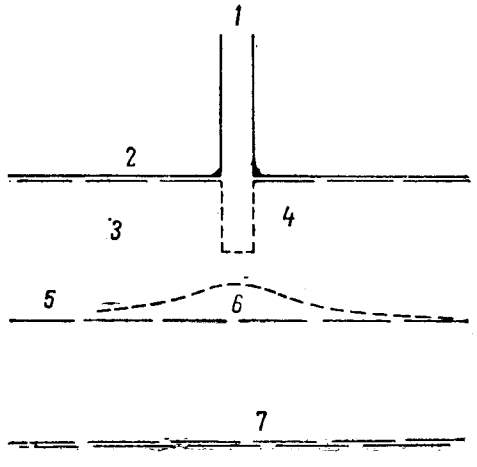


Рис. XI. 37. Образование водяного конуса.

1 — скважина; *2* — кровля продуктивного пласта; *3* — газонасыщенная часть пласта; *4* — вскрытая часть пласта; *5* — поверхность контакта газ — вода; *6* — водяной конус; *7* — подошва продуктивного пласта.

2. ВОДА В ГАЗОВЫХ СКВАЖИНАХ

Водяным конусом называют явление, связанное с поднятием воды к забою скважины за счет градиента давления, обусловливающего течение газа [XI. 24, XI. 22, XI. 19, I. 12]. Маскет и Виков представили теоретические расчеты для статических и динамических условий. основанных на теории поля, причем они исходили из равенства проницаемости пласта по горизонтам и вертикали.

Опыт показывает, что эти теоретические расчеты редко применяют на практике. Например, одна скважина работала с дебитом 1 160 000 *м*^{3}/*сутки* в течение 3 дней. В конце этого пернода абсолютное давление на забое снизилось с 48,8 до 45,6 *ат*, т. е. перепад давления увеличился до 3,2 *ат*. С другой стороны, было известно, что расстояние между забоем скважины и уровнем воды по вертикали составляет 8,55 *м*. Вода в скважину по самым тщательным наблюдениям не поступала. Проницаемость песчаника была около 1000 *мд*, причем по вертикали и горизонтали проницаемость была примерно равной. По-видимому, в пласте имеются тонкие прослойки, малопроницаемые в вертикальном направлении, которые и препятствуют образованию водяного конуса.

В другом случае скважина, вскрывшая пласт, сложенный конгломератом, в течение 10 дней работала с дебитом газа 289 000 *м*^{3}/*сутки*. Водяного конуса, по-видимому, также не было. Абсолютное забойное давление в этой скважине упало с 93,6 до 75,6 *ат*. Проницаемость конгломерата как в горизонтальном, так и вертикальном направлении была много больше 1000 *мд*. По-видимому, ниже забоя скважины и выше уровня воды имелся пропласток, имеющий проницаемость меньше 1 *мд*. Этот пропласток, вероятно, и препятствовал образованию водяного конуса.

При различных обстоятельствах к забою газовой скважины может подходить и подошвенная и краевая вода. В общем, по-видимому, чем больше перепад давления на скважине, тем больше будет поступать воды в скважину. Если продуктивный пласт содержит глину или глинистые частицы находятся на стенках необсаженного ствола, то при фильтрации воды в скважину эта глина в виде грязи будет скапливаться на забое скважины. В результате продуктивность скважины уменьшится. Для восстановления продуктивности таких скважин надо очистить забой от глины желонкой или продувкой скважины. Юстер (Zuster) [XI. 33] указывает, что обработка призабойной зоны жидкостями, имеющими низкое поверхностное натяжение, такими, как ацетон-диэтиловый эфир, позволяет удалять воду из призабойной зоны и восстанавливает продуктивность скважины.

3. ТРАНСПОРТ ГАЗА ПОТРЕБИТЕЛЮ

Если запасы газа реализуются на рынке, то средняя и максимальная суточные нормы отбора с этого месторождения обычно устанавливаются довольно точно. Контракты чаще всего предусматривают, что наиболее рационально отбирать по 1 млн. $м^3/сутки$ на каждые 8 млрд. $м^3$ запасов. При таком темпе отбора газовая залежь за 20 лет истощается на 91,3%.

На месторождении бурится достаточное число скважин, которые бы позволили обеспечить максимальный отбор газа, обычно превышающий средний дебит в 1,25 раза. На месторождениях, разрабатываемых при водонапорном режиме, темп отбора выбирают из соображений равномерного продвижения воды в газоносную часть. Когда вода достигает продуктивных скважин, она может добываться вместе с газом. Для уменьшения притока воды в скважину ее забой следует обработать каким-либо способом, например провести задавку цемента в пласт. Кроме того, скважина может быть заново перфорирована в более высоком интервале или даже на другой пласт, если продуктивный горизонт представлен несколькими пластами.

В процессе разработки месторождения проводится ряд исследований с целью изучения изменения пластового давления, перемещения уровня воды и других параметров, определяющих текущие запасы. Для конкретных месторождений могут составляться диаграммы для определения забойного давления в зависимости от давления на устье [XI. 8]. Периодически измеряется продуктивность [XI. 30] и рассчитывается степень истощения месторождения для уверенности, что месторождение в состоянии еще длительное время удовлетворять требованиям рынка. На определенной стадии разработки газового месторождения иногда требуется провести ремонтные работы на существующих скважинах или пробурить новые скважины. Если месторождение разрабатывается на режиме истощения и контрактом оговорено, что газ потребителю должен поступать при определенном давлении, то в заключительной стадии эксплуатации, когда пластовое давление сильно снизится, на промысле следует устанавливать дожимные компрессоры.

ГЛАВА XII

ГАЗ ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ И НЕФТЯНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

При низких давлениях в неглубоко залегающих пластах природный газ и нефть являются двумя отдельными фазами (рис. XII. 1). По мере увеличения глубины залегания пласта возрастает давление и при контактировании нефти и газа последний растворяется в нефти, а высококипящие компоненты нефти, наоборот, растворяются в газе. В тех пластах, где нефть и газ контактируют между собой, последний залегает непосредственно над нефтью и эта часть пласта называется газовой шапкой (рис. XII. 1, пласт *C*). Еще более глубокие пласты, имеющие давление выше 280 *ат* и температуру 95° С и более, содержат однофазный флюид. Такие залежи нельзя определенно характеризовать ни как нефтяной, ни как газовый пласт. В общем случае скважины, эксплуатирующие такие пласты, дают продукцию, находящуюся в пластовых условиях в однофазном состоянии.

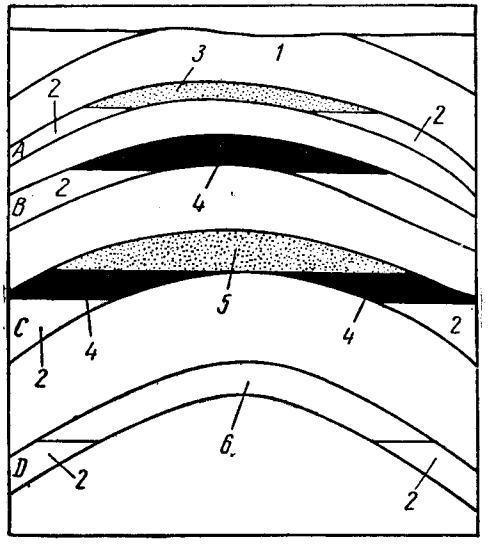


Рис. XII. 1. Залегание нефти и газа.

1 — поверхность земли; *2* — вода; *3* — газ; *4* — нефть, содержащая растворенный газ; *5* — газ, содержащий растворенные жидкие углеводороды; *6* — однофазная жидкость.

Можно идти по двум путям для того, чтобы получить представление о соотношении газа и нефти в пласте. Один основан на рассмотрении фазовой диаграммы пластовой жидкости, содержащей углеводороды. Другой путь — использование газового фактора в качестве критерия для оценки характера пластовой жидкости, содержащей углеводороды.

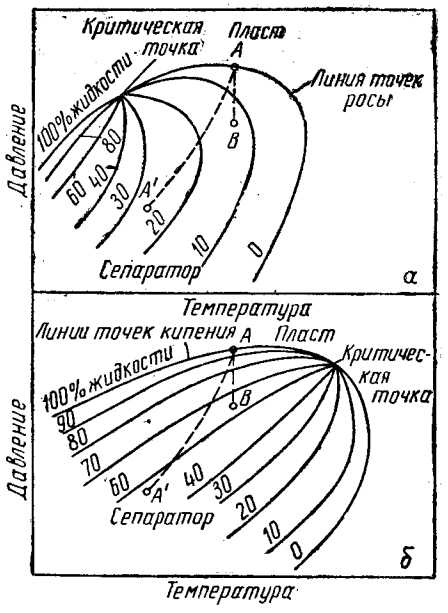


Рис. XII. 2. Фазовые диаграммы для жидкого и газообразного содержимого пласта [I. 38].

а — фазовая диаграмма газообразного содержимого пласта; *б* — фазовая диаграмма жидкого содержимого пласта.

На рис. XII. 2 схематично приведены фазовые диаграммы для пластовых жидкостей. На диаграмме для пластов, содержащих жидкость, показано, что газовая фаза образуется, когда давление в пласте падает по линии *AB* или при движении продукции по скважине на поверхность по линии *AA'*. Диаграмма для пластов, содержащих газ высокого давления, в котором находятся в растворенном состоянии жидкие углеводороды, показывает, что конденсат при снижении давления будет образовываться как при постоянной температуре (*AB*),

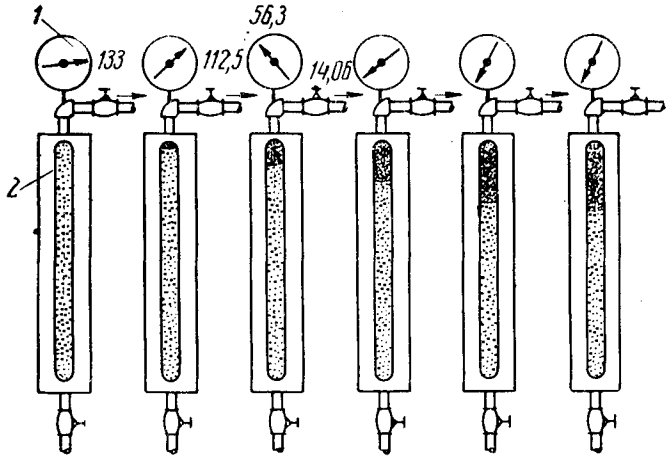


Рис. XII. 3. Усадка нефти в результате выделения из нее газа [I. 38].

1 — манометр; *2* — камера со смотровым стеклом.

Давление, *кГ/см²* . .	133	112,5	56,3	14 06	0	0
Температура, °С . .	66,7	66,7	66,7	66,7	66.7	15,5
Объем жидкой фазы, *л*	222,6	216	200,3	184,5	165,5	159
Объем газовой фазы, *л*	0	6,4	22,3	38,1	57,1	63.6
Кличество выделнвшегося газа при данном снижении давленя, *л*	0	2 490	6 740	6 000	5 890	0
Общее количество выделившегося газа, *л*	0	2 490	9 230	15 230	21 120	21 120

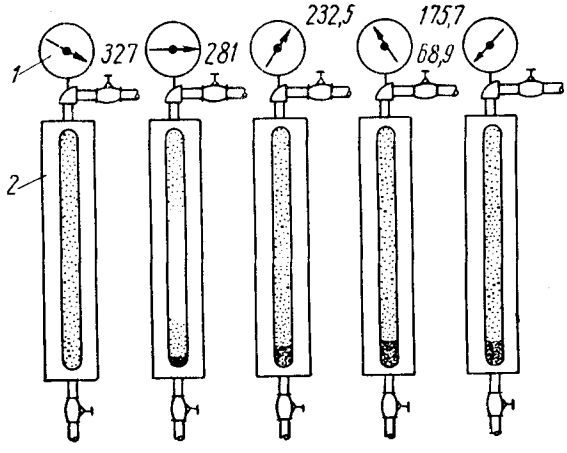


Рис. XII. 4. Ретроградная конденсация из газовой фазы при снижении давления [I. 38].

1 — манометр; *2* — камера со смотровым стеклом.

Давление, *кГ/см²* . .	327	281	232.5	175,7	68,9
Температура, °С . .	124,4	124.4	124,4	124,4	124,4
Объем жидкой фазы, *см³*	0	5,1	9,4	10,7	9,4
Объем газовой фазы, *см³*	100	94.9	90,6	89,3	90.6
Отобрано газа на данной ступенн снижения его давления*	0	1 770	2 330	3 600	6 900
Общее колнчество отобранного газа*	0	1 770	4 100	7 700	14 600

* В *см³* прн 15.5° С и атмосферном давленнн.

так и при уменьшении температуры (*AA'*). Нефтяные пласты встречаются в таких залежах, в которых температура ниже критической точки для содержащейся в пласте смеси. При температурах выше критической точки встречается лишь газовая фаза. По мере того как состав смеси становится таким, что ее критическая температура приближается или сравнивается с пластовой температурой, понятия газ и жидкость становятся бессмысленными. При температуре, близкой к критической, как жидкая, так и газовая фазы при уменьшении давления очень быстро изменяются, вступая в двухфазную область. Методы добычи из таких пластов, которые будут обсуждаться ниже, ясно указывают на то, чтобы пластовый флюид находился в однофазном состоянии и не переходил в двухфазную область.

Отбор пластового образца и определение его фазового поведения являются надежным путем для изучения состояния пластового флюида. Есть и второй критерий для оценки природы пластового флюида, который заключается в определении газового фактора при разделении жидкости и газа в поверхностном промысловом сепараторе.

На рис. I. 19 и I. 20 приведены условия сепарации и значения газового фактора для нефтяных и газоконденсатных пластов. На рис. XII. 3 и XII. 4 показано поведение фаз для этих двух пластовых флюидов. Подобные данные по различным месторождениям позволили построить график (рис. XII. 5). При значении газового фактора меньше 535 *м³/м³* пласты являются нефтяными. Газ, добываемый из таких пластов, выделяется из жидкости. При значении газового фактора больше 1070 *м³/м³* флюид в пласте находится в газовой фазе. Жидкая фаза образуется лишь при снижении давления (на поверхности или в пласте).

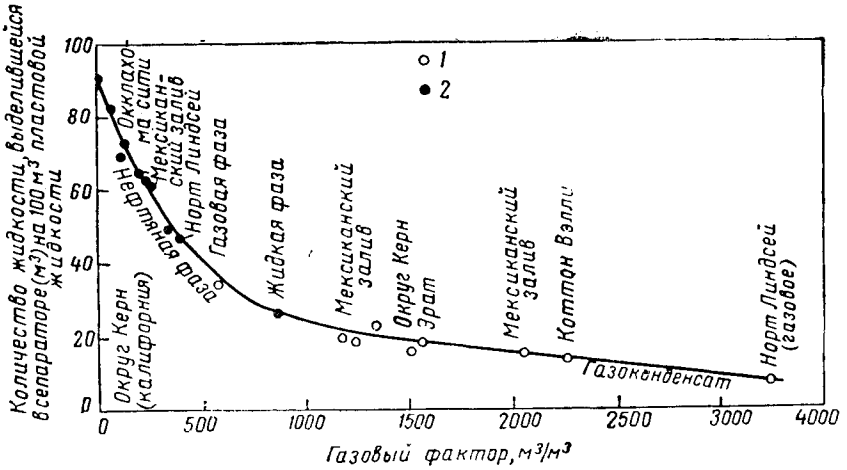


Рис. XII. 5. Зависимость газового фактора газоконденсатных и нефтяных месторождений от количества жидкости в сепараторе (в *м³*) на 100 *м³* пластовой жидкости [I. 38, XII. 44].

1 — газоконденсатные месторождения; *2* — нефтяные месторождения.

По газовому фактору в пределах 535—1070 $м^3/м^3$ нельзя точно судить о состоянии пластового флюида, но можно быть уверенным, что при указанных значениях газового фактора углеводородная смесь при данной температуре пласта находится в состоянии, близком к своей критической температуре [XII. 41].

Так как добыча нефти сопровождается добычей больших количеств газа, то целесообразно рассмотреть свойства пластовых нефтей, содержащих растворенный газ, и проявление этих свойств при различных режимах эксплуатации нефтяной залежи [I. 3, I. 12, I. 14, XII. 93]. Свойства конденсатных систем будут рассмотрены при описании сайклинг-процесса, используемого для эксплуатации газоконденсатных пластов.

§ 1. ГЛУБИННЫЕ ПРОБЫ ПЛАСТОВОЙ НЕФТИ

Методы измерения количества естественного газа, растворенного в пластовой нефти, были разработаны Линдслеем (Lindsly) [XII. 47, XII. 48] из Горного бюро в Бартлесвилле (Оклахома). Глубинным пробоотборником отбиралась нефть при пластовом давлении, т. е. до того, как из нефти начинал выходить газ. Количество выделившегося газа на 1 $м^3$ остаточной дегазированной нефти рассматривается как растворимость газа в нефти. Количество газа, растворяющегося в нефти, зависит от конкретного состава рассматриваемой системы. Такие измерения растворимости обычно производятся при пластовой температуре, причем дегазирование может быть либо контактным, либо дифференциальным при постоянном объеме [XII. 42]. Впоследствии, как правило, стали производить анализ глубинных образцов нефти (примеры приведены в табл. I. 8). Если поступающая на забой скважины нефть не содержит посторонних газов, то образцы жидкой и газообразной фаз, полученные из промысловых сепараторов, можно рекомбинировать в тех же пропорциях, в которых они были добыты. Рекомбинированная смесь может быть сжата, например, в бомбе нагнетанием в последнюю ртути и переведена в однофазное состояние. Полученный однофазный рекомбинированный образец можно использовать в лаборатории для проведения экспериментов, подобно тем, которые проводятся на глубинных образцах. На рис. XII. 6 приводятся кривые растворимости для различных нефтей при их пластовых температурах [XII. 16, XII. 46, XII. 42].

По мере того как из раствора выделяется газ, происходит усадка жидкой фазы. На рис. XII. 7 показана усадка жидкой фазы при выделении газа для систем, характеристика которых приведена на рис. XII. 6. Пластовым коэффициентом увеличения объема нефти называется отношение объема жидкости (нефти) в пластовых условиях к объему жидкости, оставшемуся после снижения давления до атмосферного и охлаждения жидкости до температуры 15,5° С. Пластовый коэффициент увеличения объема, умноженный на количество товарной нефти, дает общий объем, который занимала нефть в пласте. По мере увеличения давления в пластах и увеличения количества растворенного в нефти газа жидкая фаза (пластовая нефть) становится более разбавленной. На графике (рис. XII. 8) показано, что легко испаряющаяся нефть пласта Соусуест Бредли представляет собой смесь из 26% товарной нефти (по объему) и 74% растворенного в нефти газа. Из сказанного следует, что любое действие, в результате которого происходит растворение газа в пластовой нефти, будет вызывать соответственно увеличение ее в объеме.

Вязкость и поверхностное натяжение пластовых нефтей при выделении из них газа возрастают и, наоборот, уменьшаются с увеличением количества газа, растворенного в нефти (рис. XII. 9 и XII. 10). Измерения вязкости равновесных жидких фаз при различных стадиях выделения газа стало уже обычным исследованием пластовых нефтей [XII. 28, XII. 65, XII. 67, IV. 112].

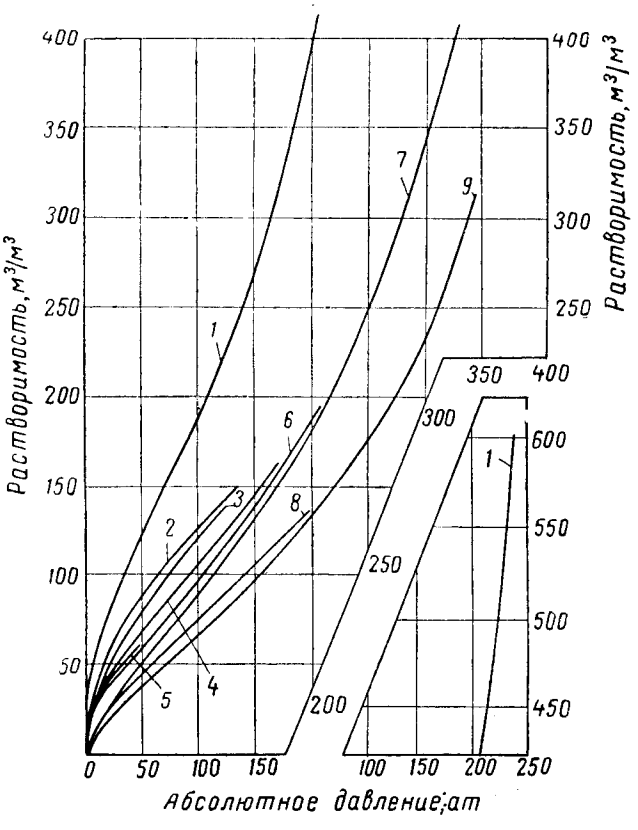


Рис. XII. 6. Кривые растворимости естественных газов в нефтях.

1 — месторождение Елк Сити (Оклахома), 82,2° С; *2* — Кеокак (Оклахома), 54,4° С; *3* — Рид Сити, 40° С; *4* — Ледак-3, 66,7° С; *5* — Ист Техас, 63,3° С; *6* — Уест Эдмонт (Оклахома), 62,8° С; *7* — Норс Линдсей (Оклахома), 87,2° С; *8* — Оклахома Сити, 55,6° С; *9* — Палома (Калифорния), 124,4° С.

1. РАСЧЕТ РАСТВОРИМОСТИ И УСАДКИ СЫРЫХ НЕФТЕЙ

Так как можно рассчитать плотность жидкостей, содержащих растворенные газы (гл. VI), то можно определить и усадку нефти в зависимости от состава и количества выделившегося из нее газа. Чаще всего состав газа неизвестен, но известен его удельный вес. Кажущиеся плотности газов при 15,5° С и давлении 1,033 *ат* приведены на рис. XII. 11, построенном по данным растворимости [XII. 43]. Влияние давления и температуры на плотность жидкостей иллюстрируется графиками

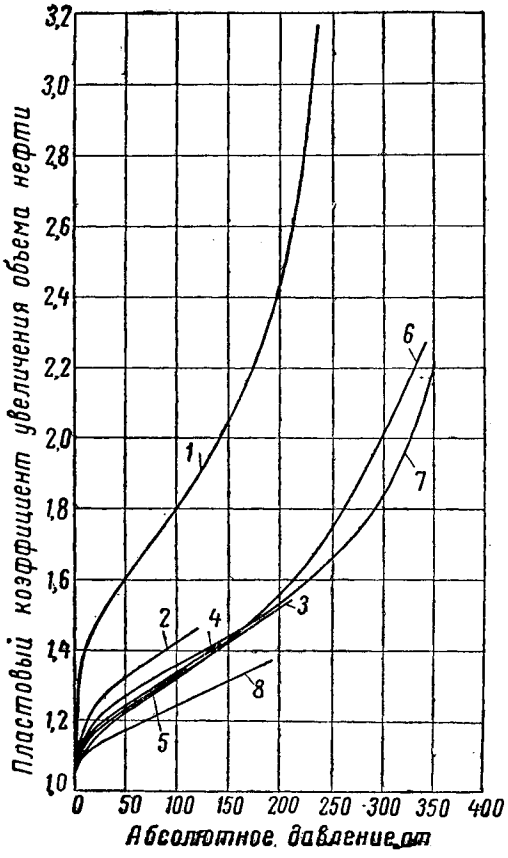


Рис. XII. 7. Усадка пластовой нефти при выделении из нее газа.

1 — месторождение Элк Сити (Оклахома), 82.2° С; *2* — Кеокак (Оклахома), 54.4° С; *3* — Уест Эдмонт (Оклахома), 62.8° С; *4* — Ледак D -2, 65° С; *5* — Рид Сити; *6* — Норс Линдсей (Оклахома), 87.2° С; *7* — Палома (Калифорния); 124.4° С; *8* — Оклахома Сити, 55.6° С.

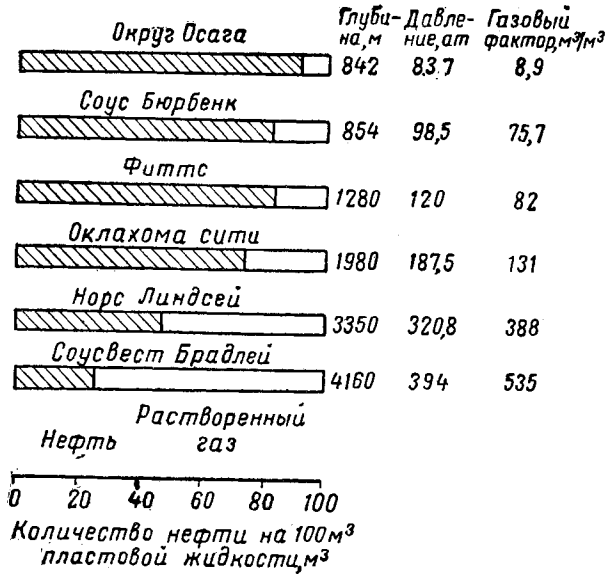


Рис. XII. 8. Усадка пластовых нефтей.

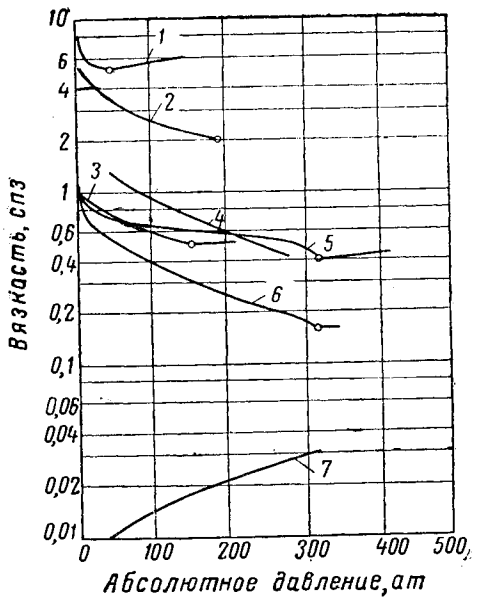


Рис. XII. 9. Вязкость нефтей, содержащих растворенный газ [I. 38].

1 — Ист Техас; 37.8° С; *2* — Техас Галф Кост, 73.4° С; *3* — Соусвест Техас, 70° С; *4* — Сан Джокин, 87.8° С; *5* — Лунзиана, 100° С; *6* — Норс Линдсей, 87.2° С; *7* — Норс Линдсей (газовая зона).

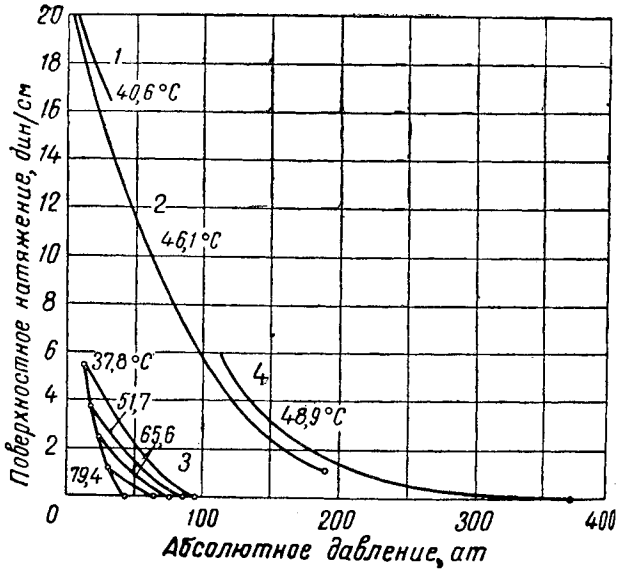


Рис. XII. 10. Поверхностное натяжение нефтей, содержащих растворенный газ [I. 38].

1 — иранская нефть, 40.6° С; *2* — Западный Техас, 46.1° С; *3* — метан-пропановая смесь при t = 37.8° С, 51.7° С, 65.6° С и 79.4° С; *4* — расчетные данные для смеси природный газ — нефть при 48.9° С.

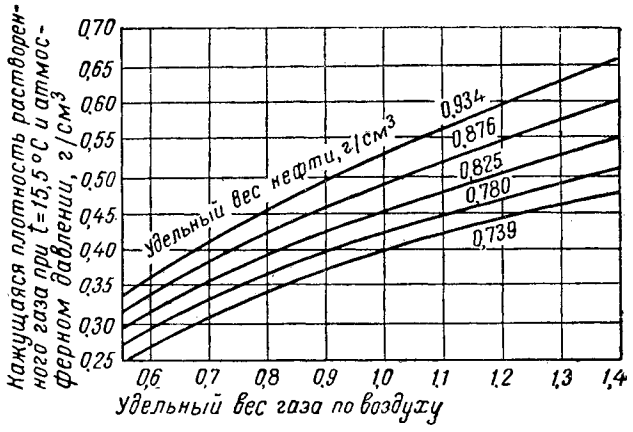


Рис. XI. 11. Кажущаяся плотность природного газа, растворенного в нефти [XII. 43].

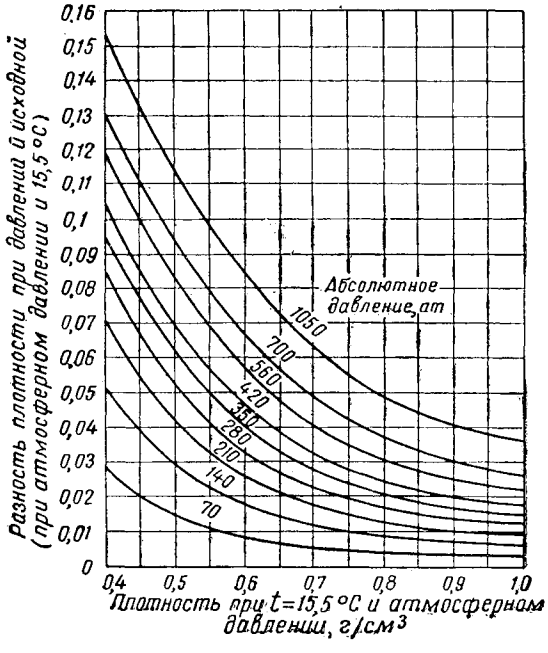


Рис. XII. 12. Изменение плотности нефтей в зависимости от изменения давления [I. 19].

(рис. XII. 12 и XII. 13). Грубо приближенные данные об усадке, растворимости газа и кажущейся плотности растворенного газа даны на графиках (рис. XII. 14, XII. 15 и XII. 16).

Пример

Нефть в пластовых условиях (абсолютное давление 130,5 *ат* и 42°С) насыщена газом. При разгазировании из нефти выделилось 118,5 $м^3$ газа удельного веса 1,032 на 1 $м^3$ нефти, имеющей при 15,5°С плотность 0,8645 $г/см^3$. Рассчитать коэффициент увеличения объема для нефти в пластовых условиях.

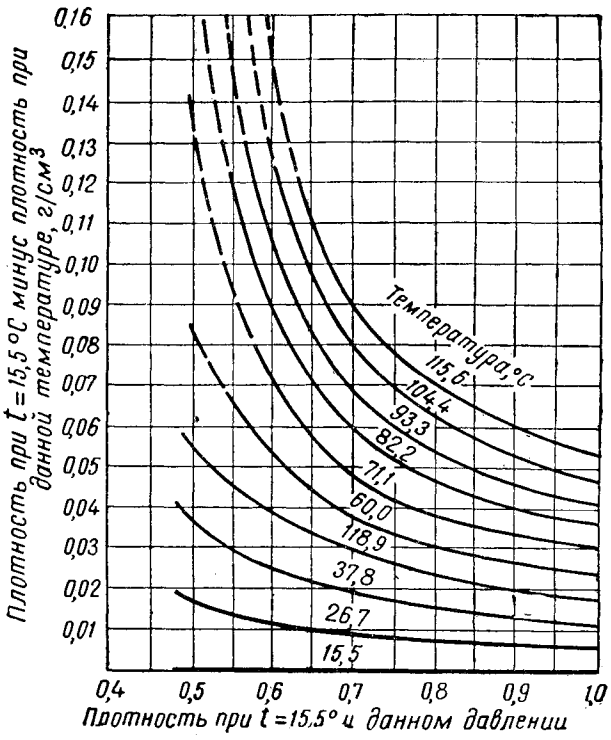


Рис. XII. 13. Изменение плотности нефтей в зависимости от изменения температуры [I. 19].

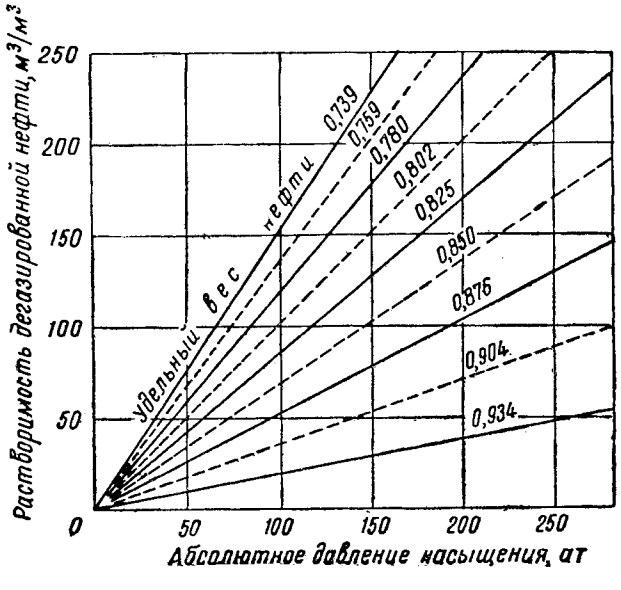


Рис. XII. 14. Растворимость газа в зависимости от давления насыщения и плотности дегазированной нефти [XII. 43].

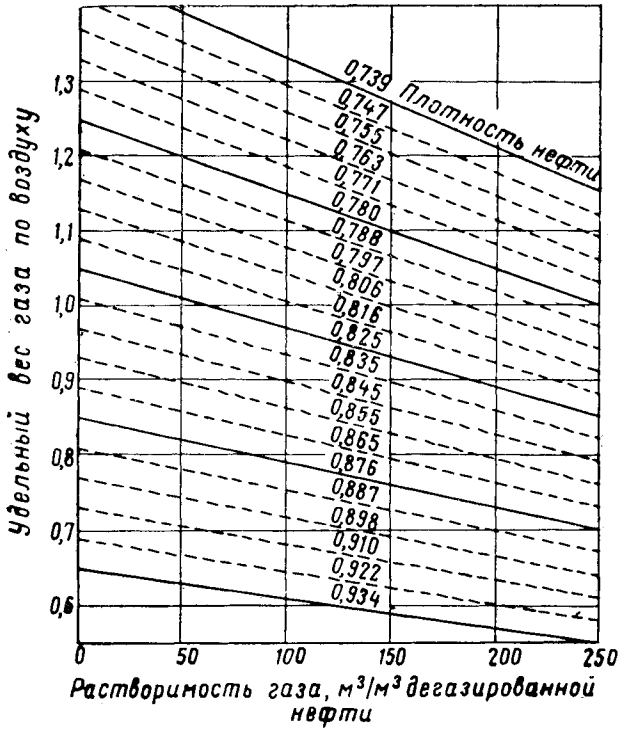


Рис. XII. 15. Удельный вес газа в зависимости от его растворимости и плотности нефти [XII. 43].

Решение

Из графика (рис. XII. 11) кажущаяся плотность растворенного газа равна 0,485 $г/см^3 = 0,485$ $кг/л =$ $= 485$ $кг/м^3$. Молекулярный вес воздуха равен 29,0.

Объем 1 $кг \cdot моль$ при 15,5° С равняется 23,66 $м^3/кг \cdot моль$.

$\frac{118,5 \times 29,0 \times 1,032}{23,66} = 149,5$ $кг$ растворенного газа в 1 $м^3$ нефти.

$\frac{149,5}{485} = 0,309$ $м^3$ при растворении газа в нефти.

0,309 $м^3$ растворенного газа
\+ 1,00 $м^3$ дегазированной остаточной нефти
1,309 $м^3$ нефти с растворенным в ней газом, при 15,5° С и 1 $ат$.

149,5 $кг$ растворенного газа
\+ 864,5 $кг$ нефти
1014,0 $кг$ нефти с растворенным в ней газом.

Плотность нефти с растворенным в ней газом при 15,5° С и 1 $ат$ $\frac{1014,0}{1,309} = 0,776$ $г/см^3 = 776$ $кг/м^3$.

Из графика (рис. XII. 12) находим увеличение плотности при абсолютном давлении 130,5 $ат$ и $t = 15,5°$ С: $0,776 + 0,0085 = 0,7845$ $г/см^3 = 784,5$ $кг/м^3$.

Из графика (рис. XII. 13) находим уменьшение плотности при $t = 42°$ и абсолютном давлении 130,5 $ат$:

$$0,7845 - 0,0185 = 0,766 \text{ } г/см^3 = 766 \text{ } кг/м^3.$$

$\frac{1014,0}{766} = 1,325$ $м^3$ при 42° С и $p = 130,5$ $ат$ на 1 $м^3$ дегазированной остаточной нефти. Следовательно, в пластовых условиях нефть и газ находятся в пропорции

1 $м^3$ товарной нефти
0,325 $м^3$ растворенного в нефти газа.

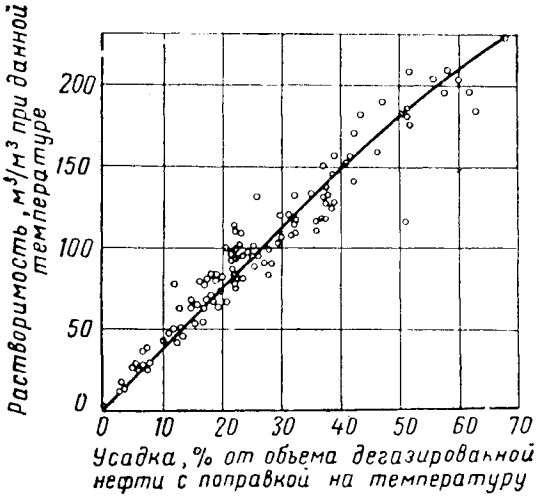


Рис. XII. 16. Усадка нефти в зависимости от растворимости газа в нефтях [XII. 43].

Расчетная усадка $= \frac{0,325}{1} = 32,5\%$.

Экспериментально определенная усадка для этой же нефти оказалась равной 34,9%. Ошибка в расчете $= -\frac{(34,9 - 32,5)100}{32,5} = -\frac{240}{32,5} = -7,40\%$.

Расчетный пластовый коэффициент увеличения объема равен 1,325. Экспериментально определенный пластовый коэффициент увеличения объема равен 1,349. Ошибка составляет

$$\frac{(1,349 - 1,325)100}{1,325} = \frac{2,4}{1,325} = -1,81\%.$$

Стендингом (Standing) построены диаграммы, отражающие взаимосвязь между давлением насыщения, а также коэффициентом увеличения объема и газовым фактором, удельным весом газа, плотностью нефти и температурой (рис. XII. 17 и XII. 18) [XII. 84, I. 19]. Для этих диаграмм принято, что газовый фактор в $м^3/м^3$ товарной нефти тождественен количеству газа, растворенному в нефти при ее насыщении.

Борден и Рзаса (Borden and Rsasa) [XII. 8] дали зависимость между давлением насыщения, растворимостью и пластовыми объемами (рис. XII. 19 и XII. 20).

Пример [I. 19]

Продукция скважины состоит из нефти и газа, причем на каждый $м^3$ товарной нефти добывается 94,3 $м^3$ газа. Удельный вес газа 0,726. Плотность нефти 0,891 $г/см^3$. Температура пласта 103,3° С. Определить, пользуясь диаграммами Стендинга (рис. XII. 17 и (XII. 18), давление насыщения нефти и объемный пластовый фактор.

Решение

Чтобы воспользоваться рис. XII. 18, найдем значение параметра по абсциссе:

$$\left(\frac{\Gamma}{0,178\gamma}\right)^{0,83} \frac{10^{0,00091\left(32 + \frac{9}{5}t\right)}}{10^{0,0125\left(\frac{141,5}{\rho} - 131,5\right)}} =$$

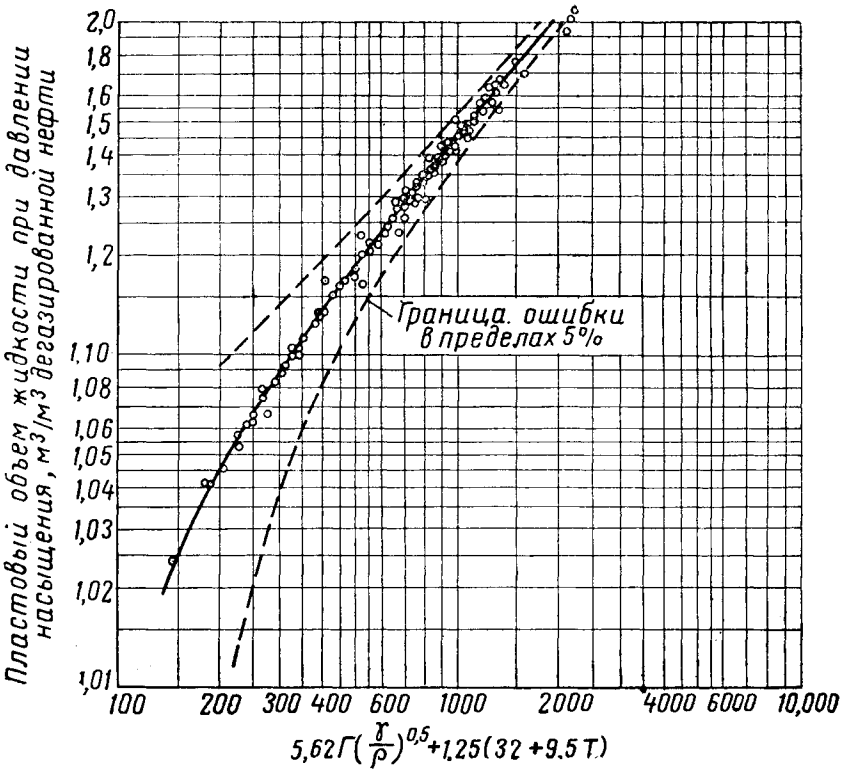


Рис. XII. 17. Определение пластового объема жидкости при давлении насыщения в зависимости от газового фактора, удельного веса растворенного в нефти газа, удельного веса товарной нефти и температуры [XII. 84].

$$= \left(\frac{94{,}3}{0{,}178 \times 0{,}726}\right)^{0,83} \times$$

$$\times \frac{10^{0,00091\left(32+\frac{9}{5}103{,}3\right)}}{10^{0,0125} \times \frac{141{,}5 - 0{,}891 \times 131{,}5}{0{,}891}} =$$

$$= 236\,\frac{10^{0,198}}{10^{0,242}} = 213.$$

По рис. XII. I8 находим абсолютное давление насыщения, которое равно 267,5 *ат*. Далее определим значение параметра по абсциссе для графика рис. XII. 17.

$$5{,}62 \cdot \Gamma\left(\frac{\gamma}{\rho}\right)^{0,5} + 1{,}25\left(32 + \frac{9}{5}\,t\right),$$

$$5{,}62 \times 94{,}3\left(\frac{0{,}726}{0{,}891}\right)^{0,5} + 1{,}25 \times$$

$$\times \left(32 + \frac{9}{5}\,103{,}3\right) =$$

$$= 525 \times 0{,}897 + 272{,}5 = 747.$$

По рис. XII. 17 находим пластовый объемный фактор, равный 1,32.

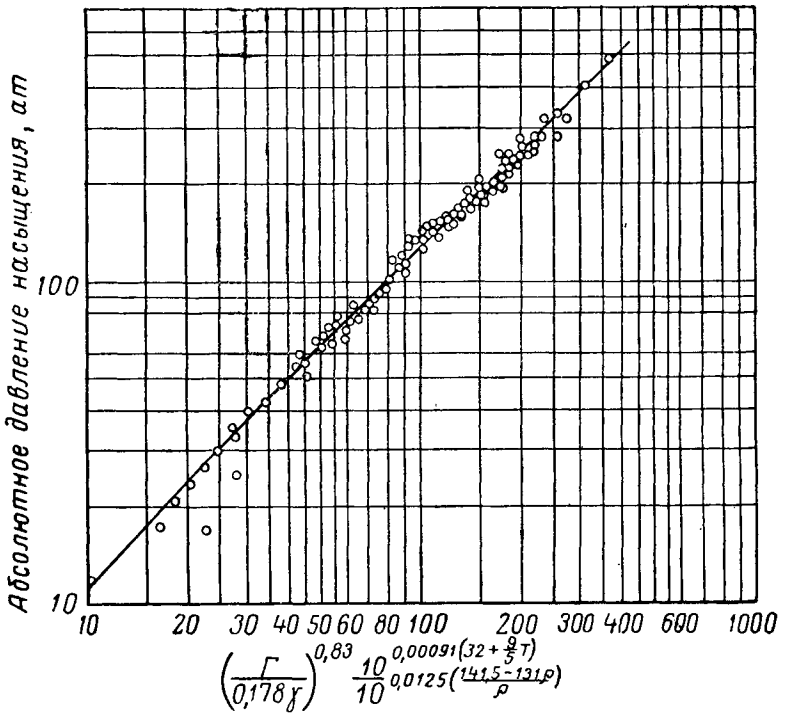


Рис. XII. 18. Определение давления насыщения **по газовому** фактору, удельному весу растворяющегося в нефти газа, удельному весу нефти и температуре [XII. 84].

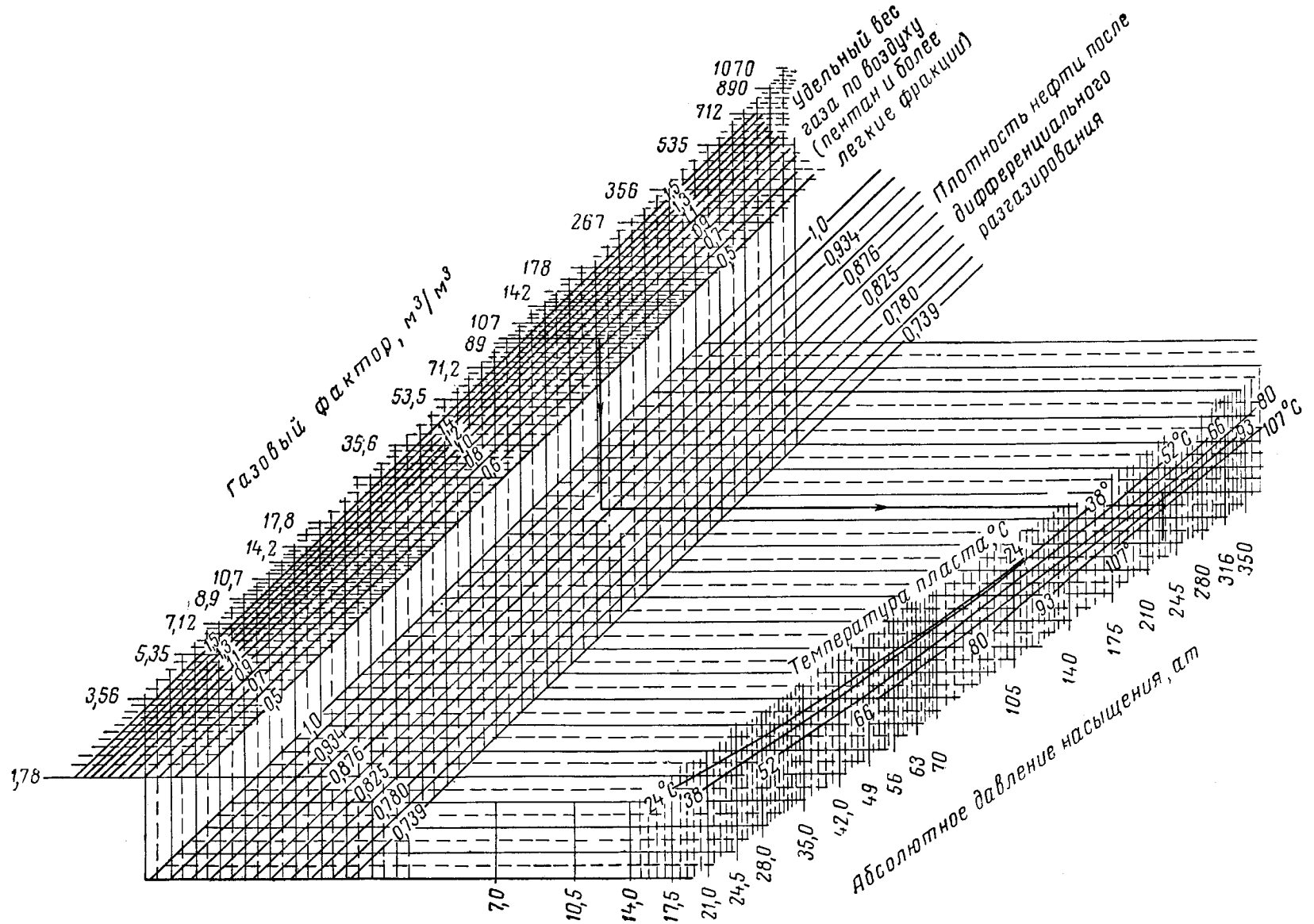
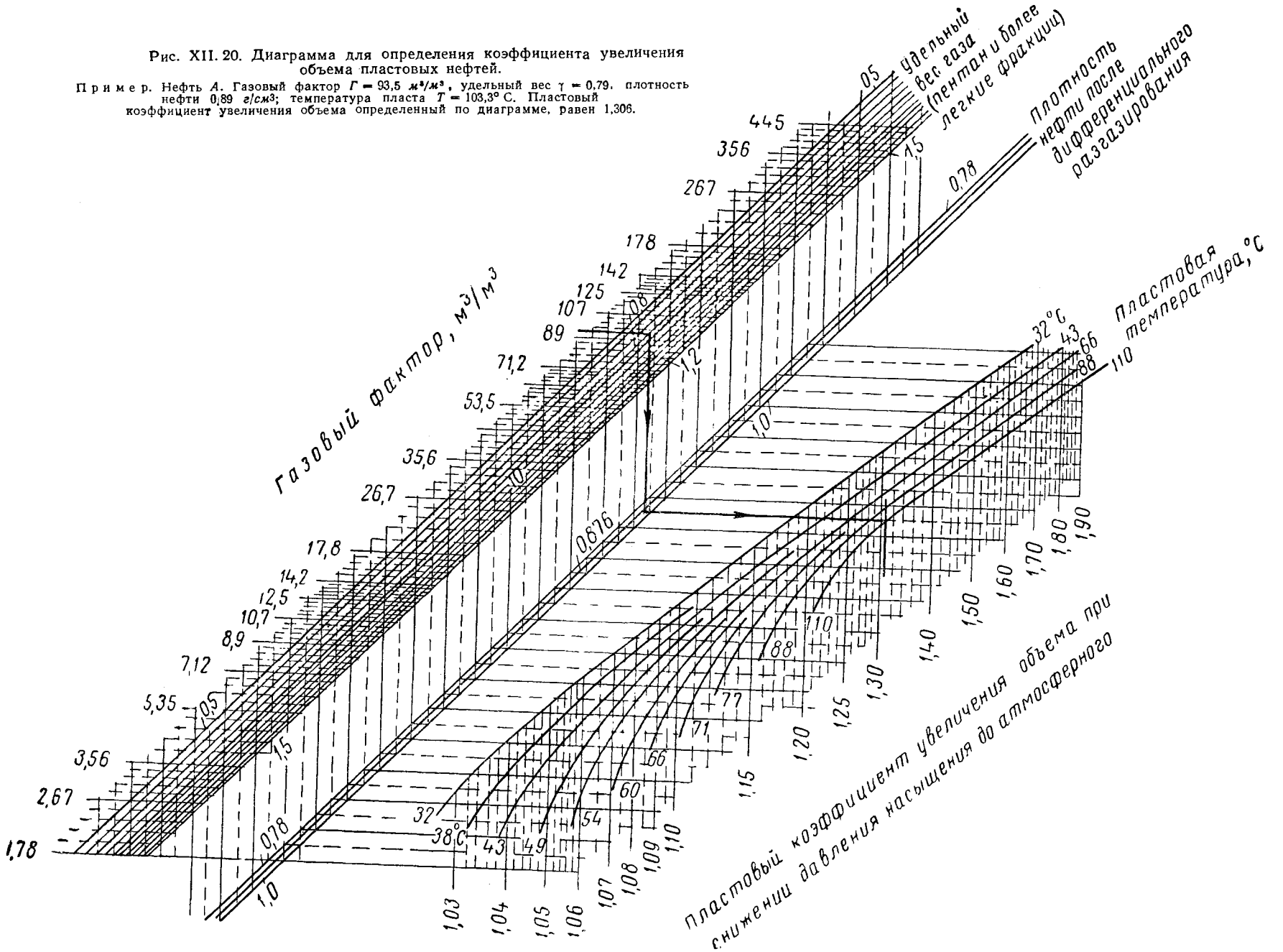


Рис. XII. 19. Диаграмма для определения давления насыщения пластовых нефтей [XII. 8].

Пример. Нефть *А*. Газовый фактор $\Gamma = 93{,}5$ м³/м³, удельный вес $\gamma = 0{,}79$ плотность нефти 0,89 г/см³, температура пласта $T = 103{,}3°$ С. Давление насыщения, определенное по данной диаграмме, равно 229,5 *ат*.

Рис. XII. 20. Диаграмма для определения коэффициента увеличения объема пластовых нефтей.

Пример. Нефть *А*. Газовый фактор $\Gamma = 93{,}5$ м³/м³, удельный вес $\gamma = 0{,}79$, плотность нефти 0,89 г/см³; температура пласта $T = 103{,}3°$ С. Пластовый коэффициент увеличения объема определенный по диаграмме, равен 1,306.



§ 2. РЕЖИМЫ ЭКСПЛУАТАЦИИ НЕФТЯНЫХ ПЛАСТОВ

Существуют следующие режимы эксплуатации пласта: 1) водонапорный режим; 2) режим растворенного газа; 3) режим газовой шапки; 4) режим гравитационного дренирования [XII. 14, XII. 15]. В отдельных пластах встречаются различные комбинации этих режимов. Нефть перемещается по пласту к забоям продуктивных скважин за счет напора вытесняющей воды, расширения газа, как выделяющегося из нефти, так и находящегося в пласте в свободном состоянии, или за счет проявления сил гравитации, которые заставляют нефть стекать вниз по пласту. На рис. XII. 21 схематически показана эксплуатация пласта при различных режимах, а на рис. XI. 25 показано изменение давления в пласте в зависимости от отбора газа.

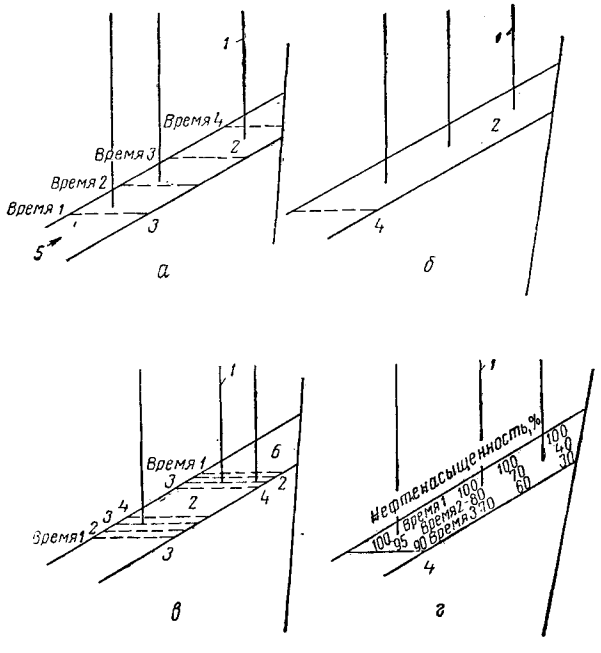


Рис. XII. 21. Типы режимов нефтяных пластов.
а — водонапорный; *б* — режим растворенного газа; *в* — газоводонапорный; *г* — режим растворенного газа с проявлением гравитационных снл.
1 — скважины; *2* — нефть; *3* — водонефтяной контакт; *4* — водонефтяной контакт, по существу постоянный; *5* — вторженне воды; *6* — газовая шапка.

так быстро, что давление в пласте в результате отбора нефти будет снижаться очень слабо. Такое положение наблюдается при эксплуатации нефтяных залежей в канзасских известняках Арбакл. На нефтяном месторождении Ист Техас за счет ограничения отбора воды и нефти, а также возвращения добытой воды в пласт длительное время поддерживается давление порядка 70 *ат* (начальное давление 112,5 *ат*) [XII. 56]. На рис. XI. 34а показан примерный характер изменения пластового давления при водонапорном режиме и при отсутствии активной воды.

Добыча попутного газа (газа, добываемого вместе с нефтью) во время эксплуатации пласта при водонапорном режиме будет прямо пропорциональна отбору

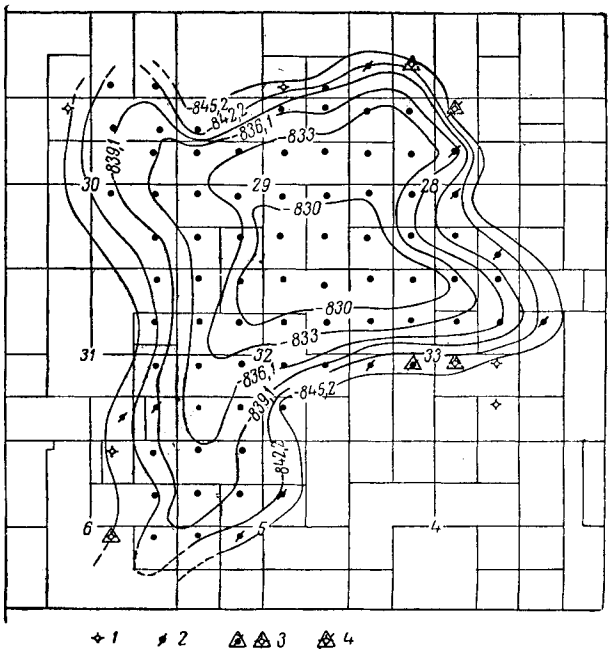


Рис. XII. 22. Структурная карта по кровле доломита Роджерс Сити месторождения Колд-ватер [XII. 22].
1 — сухне скважины; *2* — заброшенные скважины; *3* — скважнны для сброса соленой воды; *4* — заброшенные скважнны для сброса соленой воды.

Вторичные методы добычи иефти включают такие мероприятия, как нагнетание в пласт воды [XII. 58, XII. 101], нагнетание в пласт газа [XII. 7] и их комбинацию. Большую роль при определении режима пласта имеет начальное распределение в пласте нефти, газа и воды [XII. 61].

Пласты, эксплуатируемые при водонапорном режиме, представляют собой осадочные отложения, содержащие воду. Вода, взаимодействующая с нефтяной залежью, при снижении давления в залежи расширяется и вторгается в нефтенасыщенную зону. Течение воды при этом имеет неустановившийся характер. Так как вода вторгается в нефтяную часть за счет расширения ее в водоносной области, то по мере удаления от нефтенасыщенной части, где происходит снижение давления, количество ее, фильтрующееся по пласту, будет уменьшаться. Вода может поступать в нефтенасыщенную зону пласта нефти. Если давление в пласте не снижается, то газ из нефти в самом пласте не выделяется. В этом случае вместе с нефтью добывается только газ, растворенный в нефти. Во время эксплуатации пластов при водонапорном режиме обычно сначала обводняются скважины, расположенные на крыльях структуры. Постепенно после обводнения эти скважины начинают давать так мало нефти, что не окупают затрат по их эксплуатации и почти сразу же после обводнения закрываются. Крисс и Мак Кормик (Criss and Mc Cormick) [XII. 22] описывают разработку нефтяного месторождения Колд-ватер (Cold-water), работающего при водонапорном режиме. На рис. XII. 22 приведена структурная карта этого месторождения, а на рис. XII. 23 и XII. 24 показано положение водонефтяного контакта в процессе эксплуатации пласта (на две даты). Динамика добычи дается на рис. XII. 25. К концу 1952 г. из пласта было добыто 2,02 млн. $м^3$ нефти и 69 скважин (из 81 первоначально

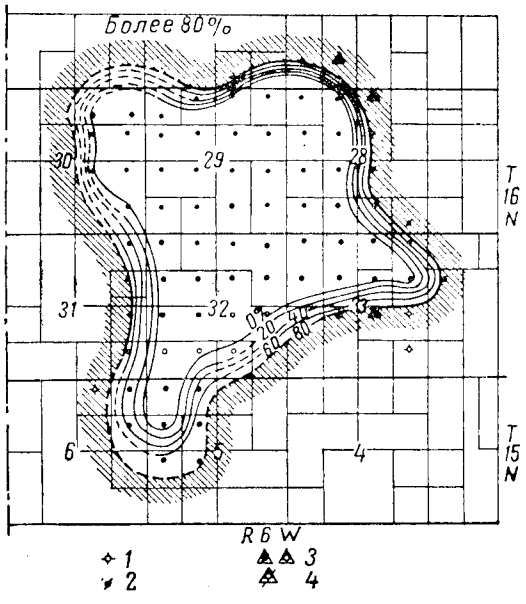


Рис. XII. 23. Линии равной обводненности (через 20%) продуктивных скважин на месторождения Колд-ватер на январь 1947 г.

1 — сухне скважины; *2* — заброшенные скважины; *3* — скважины для сброса соленой воды; *4* — заброшенные скважины для сброса соленой воды.

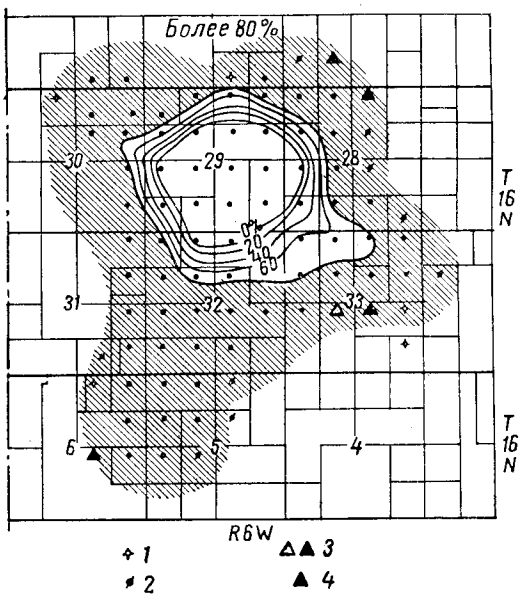


Рис. XII. 24. Линии равной обводненности (через 20%) продуктивных скважин на месторождении Колд-ватер на январь 1953 г. [XII. 22].

Обозначения те же, что и на рис. XII. 23.

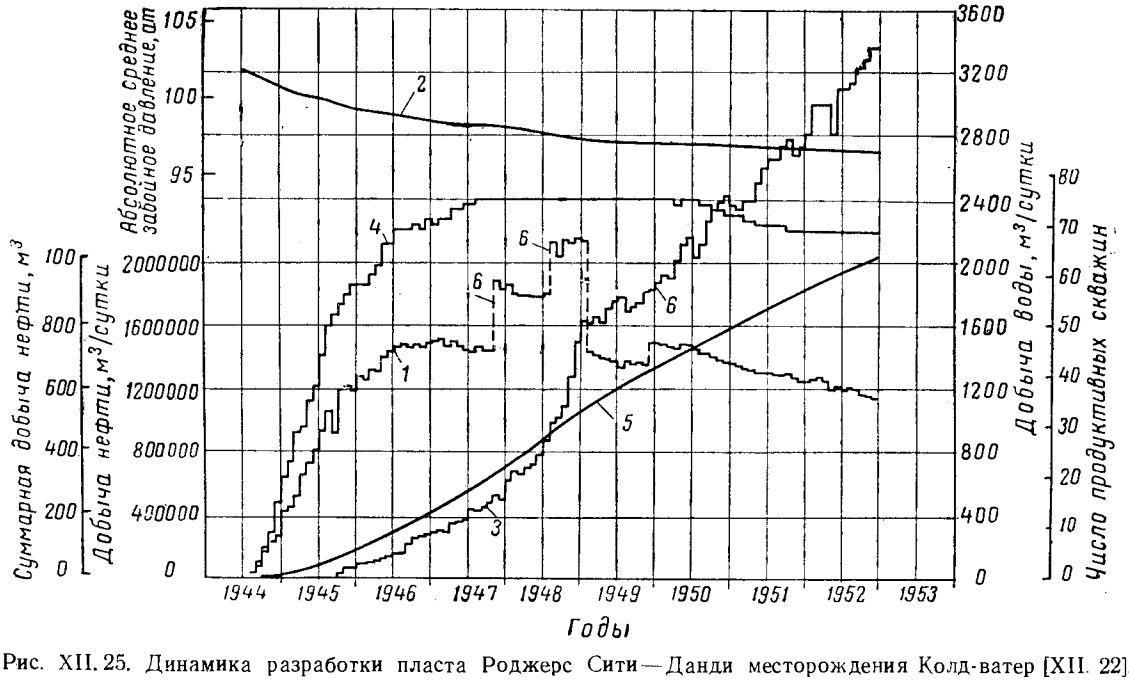


Рис. XII. 25. Динамика разработки пласта Роджерс Сити—Данди месторождения Колд-ватер [XII. 22].

1 — суточная добыча нефти; *2* — среднее забойное давление (845 *м*); *3* — суточная добыча воды; *4* — число продуктивных скважин; *5* — суммарная добыча нефти; *6* — изменение максимально допустимого дебита.

вступивших в эксплуатацию) давали ежесуточно 573 $м^3$ нефти и 3350 $м^3$ воды. Пластовое давление по сравнению с первоначальным, равным 102 *ат*, упало лишь на 5,3 *ат*. Так как давление насыщения равняется 83,75 *ат*, газ из нефти в пласте не выделялся и на единицу добытой нефти добывалось всегда одно и то же количество газа. Вода, добываемая вместе с нефтью, закачивается обратно в пласты, но не в пласты Роджер Сити (Rogers City), а в пласты Данди (Dundee). Часто вода нагнетается в нижнюю часть этого же пласта в нефтяную зону с целью поддержания пластового давления.

Месторождение Колдватер (Coldwater) является типичным месторождением, разрабатываемом при чистом водонапорном режиме. Добыча газа на 1 $м^3$ добытой нефти согласно данным о растворимости составляет 91,3 $м^3$. Чтобы определить запасы газа на месторождении, достаточно знать промышленные запасы нефти. Запасы нефти в пласте определяют, исходя из общего объема порового пространства, подсчитанного по данным о продуктивной площади пласта, его мощности, пористости и содержании связанной воды. Нефтеотдача пласта может колебаться от 20 до 80% начального содержания нефти в пласте в зависимости от характера пор, отношения вязкостей нефти и воды и от структуры [XII. 20, XII. 49, XII. 96, XII. 98].

Для пластов, которые эксплуатируются лишь частично при водонапорном режиме, падение давления в пласте зависит от темпа отбора жидкости и может заранее рассчитываться по формулам неустановившегося движения жидкости в водоносной области пласта [XII. 6, XII. 55].

Пласты, эксплуатирующиеся при режиме растворенного газа, имеют постоянный объем порового пространства. Нефть проталкивается к забоям скважин газом, выделившимся из нефти при снижении давления. В начальный момент газовая шапка в таких пластах может отсутствовать и образоваться в процессе эксплуатации залежи. Главным препятствием к достижению высокой нефтеотдачи в таких пластах является высокое значение относительной проницаемости породы для газа. Как только насыщенность породы жидкостью снижается до 70—80%, газ обходит нефть, содержащуюся в порах, и прорывается к скважинам. При эксплуатации пластов, насыщенных нефтью, содержащей в растворенном состоянии 125 $м^3/м^3$ газа, газовый фактор в добываемой продукции может достигать 625 $м^3/м^3$. По существу это означает, что в 4 $м^3$ нефти из 5 $м^3$ остается в пласте. Газ, содержащийся в этих 4 $м^3$ нефти и выделившийся из нее, обеспечил продвижение к забою продуктивной скважины 1 $м^3$ нефти. Однако следует заметить, что к концу эксплуатации месторождения весь газ, растворенный в нефти, добывается полностью. Поэтому с точки зрения запасов газа в нефтяном месторождении представляет интерес начальное содержание нефти, а не возможная или ожидаемая добыча.

В пластах, эксплуатируемых при газонапорном режиме, в различной степени может иметь место гравитационное разделение нефти и газа, что должно соответствующим образом учитываться. Кроме того, в процессе эксплуатации в пласт может войти некоторое количество воды. В результате начальный объем пор пласта уменьшится.

Для подсчета начальных запасов нефти и газа, содержащихся в пластах с постоянным объемом пор, были разработаны методы, использующие данные растворимости и усадки нефти. Колмен, Вилд и Мур (Coleman, Wilde and Moore) [XII. 13] в 1930 г. опубликовали статью «Количественное влияние газового фактора на падение среднего пластового давления». В 1936 г. появились статьи Шилчаса (Schilthnis) [XII. 79] и Катца (Katz) [XII. 40], в которых предлагались методы подсчета запасов нефти в пласте, эксплуатируемом при газонапорном режиме. Шилчас свел расчет к решению уравнения, теперь называемого уравнением материального баланса. Катц дал табличный метод расчета для наглядной иллюстрации механизма добычи нефти. Уравнение материального баланса показало преимущество применения математических расчетов для оценки состояния пласта.

По методике материального баланса, предложенной Катцем [XII. 40, XII. 40], исходят из положения, что начальное количество нефти в пласте равно количеству нефти, добытой на данную дату, плюс нефть, оставшаяся в пласте. Газ, выделившийся из этой (оставшейся в пласте) нефти, был добыт, вследствие чего в процессе эксплуатации пласта увеличился газовый фактор по сравнению с газовым фактором, который следовало ожидать, исходя из количества газа, растворенного в нефти. Кроме того, надо учитывать некоторое количество нефти, оставшейся в пласте, газ из которой выделился и остался в пласте в свободном состоянии, поддерживая пластовое давление. Для расчета требуются следующие данные: 1) начальное пластовое давление или давление насыщения пластовой нефти; 2) температура пласта; 3) количество отобранной из пласта нефти; 4) количество добытого из пласта газа; 5) пластовое давление в конце добычи нефти и газа; 6) данные о растворимости газа в нефти и об усадке нефти; 7) газовый фактор насыщенной нефти в условиях сепарации; 8) сведения о наличии газовой шапки; 9) добыча воды из пласта или вторжение воды в пласт.

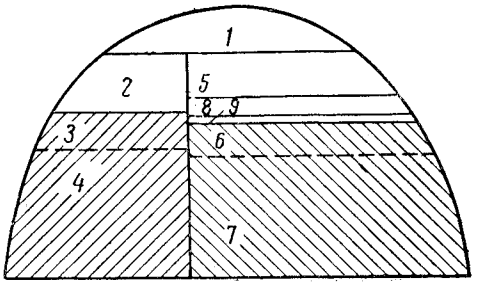


Рис. XII. 26. Распределение начального содержимого пласта [XII. 40].

1 — пространство, первоначально занимаемое добытой нефтью, содержащей растворенный газ; *2* — пространство, первоначально занимаемое избытком газа в жидком состоянии; *3* — растворенный газ; *4* — нефть, из которой выделился избыток газа при снижении давления; *5* — пространство, первоначально занимаемое газом, находящимся в жидком состоянии; *6* — растворенный газ; *7* — нефть, из которой газ перешел в газовую фазу; *8* и *9* — пространства.

На диаграмме (рис. XII. 26) иллюстрируется распределение в пласте нефти и газа при отсутствии добычи воды или ее вторжение в залежь.

В процессе эксплуатации из пласта добываются нефть и газ. Поровое пространство, первоначально занятое добытой нефтью с растворенным в ней газом (пространство *1*), может быть определено по данным о добыче нефти, объемном пластовом факторе или усадке нефти. Газ, который был добыт сверх того газа, который выделился из добытой нефти, выделился из нефти, еще находящейся в пласте. Зная пластовое давление в любой момент разработки месторождения и имея кривые растворимости, можно определить содержание газа в каждом кубометре нефти в пласте. Избыток газа и величина усадки нефти на единицу объема выделившегося газа позволяют подсчитать пространство в пласте (пространство *2*), которое высвободилось, когда

Таблица XII. 1

Расчет начального содержания нефти залежи Вилкокс (Оклахома Сити)

Расчеты сделаны по данным пласта на указанные даты

№ п/п	Наименование	Годы						
		1/I 1933	1/I 1934	1/I 1935	1/I 1936	1/I 1937	1/I 1938	1/I 1939
1	Добыто нефти, тыс. $м^3$	11098,2	18 921	26 394	33 708	40 545	47 859	52 947
2	Добыто газа, млн. $м^3$	5009,1	10697,4	15 565	17 829	198 383	21253,3	22 074
3	Абсолютное забойное давление, *ат*	115,29	62,92	30,23	14,27	7,80	4,08	2,45
4	Газ, растворенный в нефти при забойном давлении, $м^3/м^3$	86,69	54,8	35,24	23,50	16,73	10,23	5,70
5	Газ, выделившийся к моменту снижения давления от начального до забойного, $м^3/м^3$	44,14	76,03	95,59	107,33	114,10	120,60	125,13
6	Усадка нефти при снижении давления от забойного до атмосферного, %	26,0	18,9	14,2	11,3	9,4	7,7	6,2
7	Усадка нефти при снижении давления от начального до забойного, %	10,1	17,2	21,9	24,8	26,7	28,4	29,9
8	Газ, который был растворен в добытой нефти, млн. $м^3$	1451,79	2476,25	3452,6	4414,8	5320,4	6282,6	6933,5
9	Коэффициент сжимаемости пластового газа, млн. $м^3$	0,82	0,885	0,926	0,955	0,97	0,985	0,99
10	Газ из начальной газовой шапки, млн. $м^3$	113,2	200,93	249,04	271,68	280,17	285,83	288,66
11	Избыточная добыча газа, млн. $м^3$	3444,11	8020,22	11863,36	13142,52	14237,73	14684,87	14851,84
12	Объем одного $н \cdot м^3$ газа в пластовых условиях, $м^3$	0,0083	0,0165	0,0359	0,0785	0,146	0,283	0,475
13	Объем добытой нефти и растворенного газа, тыс. $м^3$	15083,9	25 753	35 941	45 846	59 185	65 090	71 882
14	Первоначальный объем избыточного газа в жидком состоянии, $м^3$ ст. $м^3$	0,00228	0,00226	0,00229	0,00231	0,00234	0,00235	0,00238
15	Первоначальный объем избыточного газа, тыс. $м^3$	7839,1	18 112	27196,3	30337,6	33337,4	34497,7	35346,7
16	Объем в пласте, занимаемый общим количеством добытой нефти и газа, тыс. $м^3$	22 923	43 865	63137,3	76183,6	88522,4	99587,7	107228,7
17	$a = 16/12$, млн. $м^3$	2762,08	2660,2	1757,43	970,69	605,62	350,92	2264
18	$1/b = 14/12$	0,275	0,137	0,064	0,029	0,016	0,008	0,005
19	$a/(1 - 1/b)$ = газ в газовой шапке, млн. $м^3$	3820,5	3084,7	1867,8	1001,82	614,11	353,75	226,4
20	Количество нефти, газ которой образовал газовую шапку, тыс. $м^3$	86 496	40 545	19 557	9 381	5 406	2 762	1 749
21	Количество нефти, газ из которой дал превышение газа над газом из добытой нефти и газовой шапки, тыс. $м^3$	77 910	105 576	124 179	122 430	124 815	121 794	118 773
22	Общие начальные запасы нефти, тыс. $м^3$	175 536	165 042	17 013	165 519	170 766	172 515	173 469
23	Объем начальных запасов нефти (с растворенным в ней газом) в пластовых условиях, тыс. $м^3$	238 977	224 349	231 663	225 621	232 458	235 002	236 433

Растворимость при 188,84 *ат* (абс) равна 130,8 $м^3/м^3$; усадка 36,1%;
пластовая температура 55,6° С; среднее значение запасов товарной нефти 17 050 тыс. $м^3$; запасы нефти в пластовых условиях 23 240 тыс. $м^3$ (II. 40).

газ выделился из нефти. Количество нефти (*3* и *4*), которое требуется, чтобы обеспечить выделение этого объема газа, определяется по количеству избыточного газа и газа, выделившегося на 1 $м^3$ нефти в процессе падения пластового давления.

Пространства *1* и *2* заполнены газом за счет его выделения из нефти еще в пласте. Пространство *5* высвободилось в тот момент, когда газ из нефти выделялся, переходя в пространства *1* и *2*. Пространство *8* освобождается в тот момент, когда пространство *5* заполняется газом, ранее растворимым в нефти. Пространство *9* освобождается, когда заполняется газом пространство *8*, и т. д. Чтобы определить пространство, занимаемое газовой шапкой, не прибегая к методу последовательных приближений, предлагается решение в виде сходящегося ряда. Пространства *6* и *7*, содержащие нефть и растворенный в ней газ, являются источником свободного газа. Общее количество содержащейся первоначально в пласте нефти, выражающееся в $м^3$ товарной нефти, равно количеству добытой нефти, количеству нефти, занимающей пространство *4* и служащей источником так называемого избыточного газа, и нефти, занимающей пространство *7*, из которой выделившийся газ остался в пласте.

Пример оценки запасов по этой методике иллюстрируется табл. XII. I [XII. 40]. Было подсчитано, что пласт имел начальную газовую шапку, содержащую 2920 млн. $м^3$ газа (приведенного к 15,5° С и 1 абс. *ат*). Газ, добытый из газовой шапки при рассматриваемом снижении давления, учитывается отдельно. Это позволяет оценить количество газа, выделившееся из нефтенасыщенной части пласта. Данные о растворимости и усадке были взяты из рис. XII. 27. В табл. XII.I приведены результаты расчета начального содержания нефти и газа, принимая объем пласта постоянным на каждый год последовательно для 7 лет.

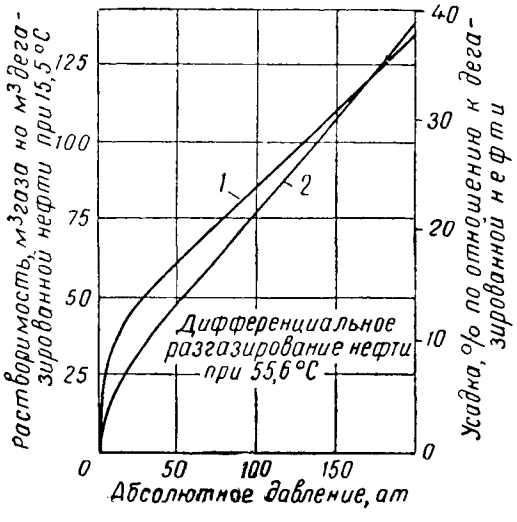


Рис. XII. 27. Растворимость и усадка нефти месторождения Оклахома Сити [II. 40].
1 — усадка; *2* — растворимость.

Первые 7 пуиктов таблицы представляют собой исходные либо обычно известные данные. Пункт 8 — произведение добычи нефти на количество газа, выделяющегося из $м^3$ нефти при дифференциальном дегазировании при 55,5° С или при контактном дегазировании в сепараторе (130 $м^3/м^3$). Пункт 9 содержит данные о коэффициенте сжимаемости, взятые из рис. XII. 28, выражающего значения коэффициента сжимаемости в зависимости от состава газа для данного пластового давления. Пункт 10 показывает количество газа, отобранное из газовой шапки при снижении пластового давления до значения, указанного в пункте 3. Пункт 11 представляет собой значения пункта 2 минус сумму значений пунктов 8 и 10. Цифры 13 пункта получаются умножением значения пункта 1 на 5,61 и 1,361. Пункт 14 представляет собой значения пункта 7, деленные на значения пункта 5. В пункте 15 приводится произведение цифр в пункте 11 на цифры пункта 14. Значения в пункте 16 являются суммой пунктов 13 и 15. Расчет количества газа, находящегося в газовой фазе или во вновь образовавшейся газовой шапке, где выделившийся из нефти газ занимает большее пространство, производится с использованием сходящихся рядов. Результаты приводятся в пункте 19. Значения *a* и *b* в выражении для газа газовой шапки (*1*, *2*, *5*, *8*, *9* и т. д. см. рис. XII. 26) приводятся в пунктах 17 и 18. В пункте 20 даны значения пункта 19, деленные на значения пункта 5. Значения пункта 21 представляют собой значение пункта 11, деленное на значение пункта 5. Рассчитанное начальное количество остаточной нефти равно 171 млн. $м^3$.

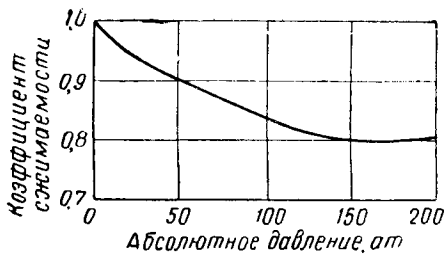


Рис. XII. 28. Коэффициент сжимаемости пластового газа месторождения Оклахома Сити при температуре 56° С [II. 40].

Начальные запасы газа составляют 171 млн. $м^3 \times$ $\times$ 130 $м^3/м^3$ или 22 300 млн. $м^3$ + 283 млн. $м^3$ в начальной газовой шапке. Итого запасы газа равны 22 583 млн. ст. $м^3$. К 1939 г. из пласта Оклахома Сити Вилкокс было добыто 22 100 млн. $м^3$ газа и давление упало почти до атмосферного. На 1/I 1957 г. из пласта было добыто 89,7 млн. $м^3$ нефти, или 52,4% начальных запасов, и суммарный отбор нефти по пласту еще составлял 1032 $м^3/сутки$.

Если вместе с нефтью и газом добывается некоторое количество воды или установлено вторжение воды в продуктивную часть пласта, то в приведенную выше методику расчета следует внести соответствующие коррективы.

Уравнение материального баланса может быть выведено на осиове баланса газа, как это сделано рядом авторов [XII. 73, XII. 79, XII. 92, I. 3, I. 14].

Обозначения в уравнении материального баланса:

N — начальное содержание в пласте товарной нефти в $м^3$;

ΔN — суммарная добыча товарной нефти из пласта (на данный момент времени) в $м^3$;

g — первоначальное содержание в пласте газа в газовой фазе;

Γ — газовый фактор в $м^3/м^3$;

$\Gamma_н$ — газовый фактор насыщенной пластовой нефти в $м^3/м^3$;

S_0 — растворимость газа при начальном давлении в $м^3/м^3$;

S — растворимость газа при некотором данном давлении в $м^3/м^3$;

Таблица XII. 2

Решение уравнения материального баланса

Наименование	Годы		Начальные условия
	1/I 1933	1/I 1937	
Добыто нефти ΔN, тыс. $м^3$	11098,2	40 544	—
Добыто газа $\Gamma\Delta N$, млн. $м^3$	5009,1	19838,3	—
Газовый фактор Γ, $м^3/м^3$	452,12	489,5	130,83
Абсолютное пластовое давление p, $ат$	115,3	7,80	188,83
Пластовый объемный фактор B	1,26	1,094	1,361
Растворимость газа S, $м^3/м^3$	86,686	16,732	130,83
Коэффициент сжимаемости газа z	0,82	0,97	0,802
Объем, занимаемый в пласте 1 $м^3$ газа, V, $м^3/м^3$	0,0083	0,146	0,00498
Газ в начальной газовой шапке g, млн. $м^3$	—	—	2914,9
$\Gamma - S$, $м^3/м^3$	365,434	472,768	—
$V\ (\Gamma - S)$, $м^3/м^3$	3,030	68,98	—
$B + V\ (\Gamma - S)$, $м^3/м^3$	4,29	70,06	—
$\Delta N[B + V(\Gamma - S)]$, млн. $м^3$	47,60	2838,49	—
$V - V_0$, $м^3/м^3$	0,00332	0,141	—
$g(V - V_0)$, тыс. $м^3$	9678,6	41 035	—
$\Delta N[B + V(\Gamma - S)] - g(V - V_0)$, тыс. $м^3$	46638,4	2 797 455	—
$S_0 - S$, $м^3/м^3$	44,144	114,098	—
$V(S_0 - S)$, $м^3/м^3$	0,367	16,661	—
$B + V(S_0 - S) - B_0$, $м^3/м^3$	0,265	16,394	—
$\frac{\Delta N[B + V(\Gamma - S)] - g(V - V_0)}{[B + V(S_0 - S) - B]} N$, тыс. $м^3$	175 695	170 289	—
Начальное содержание газа, млн. $м^3$	24451,2	22328,7	—

V — объем, занимаемый в пласте 1 ст. $м^3$ газа, в $м^3/ст.\ м^3$ (индекс 0 обозначает, что объем относится к начальным условиям);

B — пластовый объемный фактор пластовой нефти в $м^3$ в пласте/$м^3$ товарной нефти (индекс 0 обозначает, что объемный фактор относится к начальным условиям);

m — отношение объема пор, занятого начальной газовой шапкой, к начальному объему пор, занятому нефтью;

w — суммарная добыча воды в $м^3$;

W — суммарное количество воды, вторгшееся в пласт, в $м^3$.

Начальные запасы газа — добытое количество газа + газ, находящийся в растворенном состоянии, + газ в газовой фазе (выделившийся из нефти):

$$NS_0 = \Gamma\Delta N + (N - \Delta N)S + \frac{NB_0 - (N - \Delta N)B}{V}. \quad \text{(XII. 1)}$$

Умножая уравнение на V и сделав перегруппировку членов, получим

$$N[B + V(S_0 - S] - B_0] = \Delta N[B + V(\Gamma - S)], \quad \text{(XII.2)}$$

$$N = \Delta N \frac{B + V(\Gamma - S)}{B + V(S_0 - S) - B_0}. \quad \text{(XII. 3)}$$

Это уравнение выведено в предположении, что объем пласта в процессе его эксплуатации остается неизменным, т. е. вторжение или добыча воды отсутствует. Начальной газовой шапки нет. Если учесть вторжение (добычу) воды и наличие газовой шапки перед началом эксплуатации пласта, то уравнение примет вид:

$$NS_0 + g = \Gamma\Delta N + (N - \Delta N)S + \frac{NB_0 - (N - \Delta N)B + gV_0 + w - W}{V}. \quad \text{(XII. 4)}$$

Или, решая относительно N, как и в предыдущем случае, получим

$$N = \frac{\Delta N\,[B + V(\Gamma - S)] - g(V - V_0) + w - W}{B + V(S_0 - S) - B_0}. \quad \text{(XII. 5)}$$

Если известно отношение объема пласта, занятого газовой шапкой, к объему, занятому нефтью, причем

$$m = \frac{\text{объем газовой шапки}}{\text{объем нефти}},$$

то уравнение напишется в виде

$$N = \frac{\Delta N[B + V(\Gamma - S) + w - W}{B + V(S_0 - S) - B_0 + mB_0(V - V_0)/V_0}. \quad \text{(XII. 6)}$$

В табл. XII. 2 приводятся результаты поэтапного решения уравнения (XII. 3) по исходным данным, приведенным в табл. XII. 1, на 1/I 1933 г. и на 1/I 1937 г. Окончательный ответ получился такой же, что и ответ в табл. XII. I.

Выкладки при решении, по-видимому, были теми же самыми. Пирсон (Pirson) [XII. 73] показал, что подсчет запасов методом материального баланса (табл. XII. 1) эквивалентен решению уравнения (XII. 3), результаты которого приведены в табл. XII. 2. Методика, иллюстрируемая табл. XII. I, дает некоторый смысл физическому явлению, имеющему место в пласте, и может рекомендоваться для иллюстрации поведения пласта. Уравнение имеет то преимущество, что оно в процессе расчета может комбинироваться с другими уравнениями. Материальный баланс газа дает простейшее уравнение по сравнению с уравнением, выражающим материальный баланс для нефти и приведенным в табл. XII. I.

Обе рассмотренные методики допускают, что нефть и газ являются отдельными независимыми определенными веществами, хотя в зависимости от метода сепарации количество газа, выделяющегося из нефти, может

несколько измениться. Количество газа, выделившееся при дифференциальном дегазировании пластовой нефти при пластовой температуре, может отличаться от количества газа в нефти, соответствующего газовому фактору, при контактной сепарации на устье скважины. Следовательно, растворимость S_0 может не равняться газовому фактору Γ_0 и при расчете по данным методикам могут использоваться различные значения.

Начальное пластовое давление может быть много больше давления насыщения. В этом случае за момент времени, равный нулю, принимаются условия, при которых достигается давление насыщения. Подсчеты нефти в пласте до момента снижения давления до давления насыщения могут производиться по данным сжимаемости пластовых жидкостей [XII. 31, XII. 33]. Обычно пластовая нефть довольно однородна. Но имеются случаи изменения свойств пластовой нефти по пласту, когда последний имеет большую протяженность или крутое падение.

Вудс и Маскет (Woods and Maskat) [XII. 93] представили анализ метода расчетов материального баланса для случая, когда вода входит в пласт при неустановившемся характере течения. Количество вторгшейся воды может быть оценено по формулам неустановившегося течения, которые решаются совместно с уравнением материального баланса, для получения наиболее точного определения начальных запасов нефти в пласте.

Типичная история эксплуатации месторождения при режиме растворенного газа, разрабатываемого методом истощения, связана с постепенным ростом газового фактора в течение некоторого периода. Затем следует быстрое увеличение газового фактора, так как в пласте накапливается достаточно большое количество газа и относительная проницаемость для газа достигает высокого значения. Используя кривые относительных проницаемостей и расчеты по методу материального баланса, можно предсказывать динамику эксплуатации месторождения на будущее. Простые расчеты, проведенные для малых приращений добычи, покажут, как по мере увеличения в пласте свободного газа увеличивается величина газового фактора. В таких расчетах пренебрегается влиянием гравитационного разделения нефти и газа.

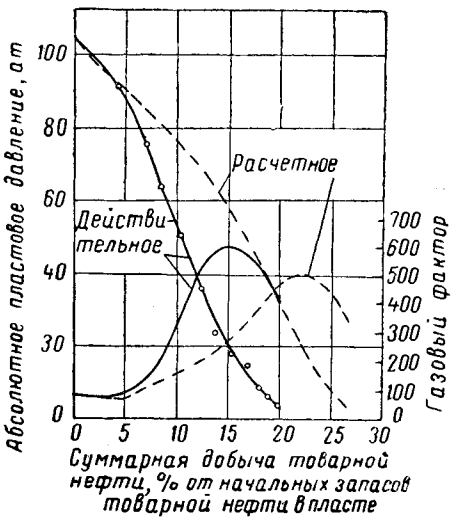


Рис. XII. 29. Изменение давления и газового фактора в процессе эксплуатации месторождения Розенвальд [XII. 82].

Смит и Гендерсон (Smith and Heuderson) приводят данные о поведении пласта, эксплуатируемого на режиме растворенного газа [XII. 82.] На рис. XII. 29 и XII. 30 иллюстрируется изменение давления, газового фактора и добычи нефти со временем. Около 20% из общего количества 4,15 млн. $м^3$ товарной нефти было добыто в тот период, когда большинство скважин на месторождении было на грани закрытия (7,5 $м^3$/*сутки* из 18 скважин) и на месторождении готовились к централизованной закачке воды.

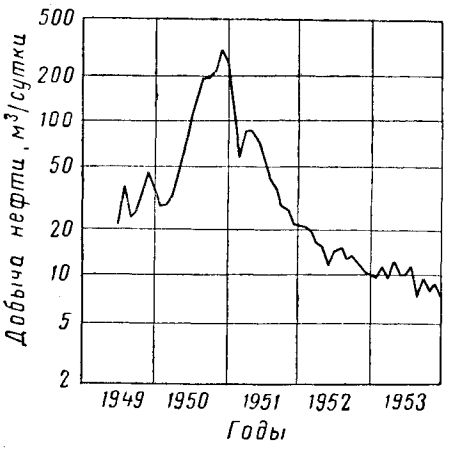


Рис. XII. 30. Изменение суточной добычи нефти при эксплуатации месторождения Розенвальд [XII. 82].

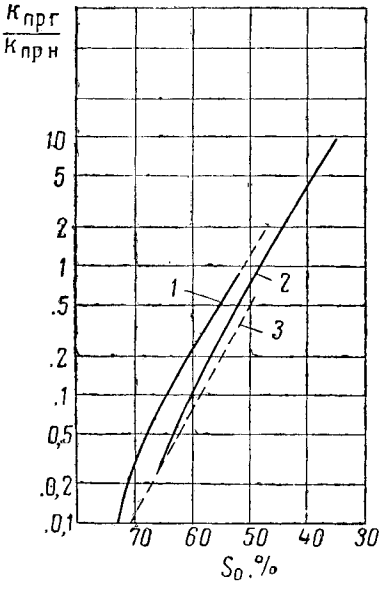


Рис. XII. 31. Отношение относительных проницаемостей для газа и нефти, характерных для месторождения Розенвальд [XII. 82].

1 — рассчитано по промысловым данным; *2* — по лабораторным исследованиям; *3* — принятые значения.

Пользуясь кривой, выражающей зависимость $k_{пр г}\, k_{пр н}$ от насыщенности (рис. XII. 31), построенной по данным исследования песчаника Кромвелл, была сделана оценка предполагаемой нефтеотдачи, которая должна составлять 26,5%. Кривая, полученная по промысловым данным, находится в хорошем согласии с результатами Оуэнса, Паррича и Ламореукса (Owens, Parrish and Lamoreaux) [XII. 70].

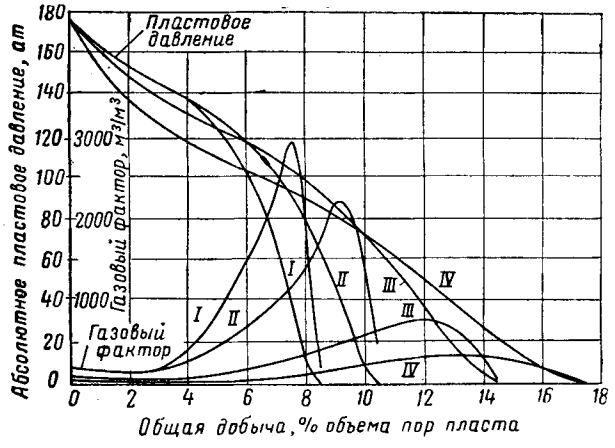


Рис. XII. 32. Изменение давления и газового фактора в процессе эксплуатации пласта при режиме растворенного газа при различных значениях растворимости газа в нефти и ее вязкости.

I — соответствует растворимости газа при давлении 175 *ат*, равной 190 *м³/м³*; вязкость нефти при атмосферном давлении 2,76 *спз*; усадка нефти при снижении давления от 175 *ат* до атмосферного составляет 61,6 %; *II* — соответствует тем же самым параметрам, что и кривая *I*, за исключением вязкости, которая при атмосферном давлении равна 1,38 *спз*; *III* — соответствует растворимости газа в нефти при давлении 175 *ат*, равной 95 *м³/м³*; вязкость нефти при атмосферном давлении равна 1,38 *спз*; усадка при снижении давления от 175 *ат* составляет 30,8 %; *IV* — соответствует растворимости при давлении 175 *ат*, равной 47,5 *м³/м³*; вязкость нефти при атмосферном давлении 1.38 *спз*; усадка 15,4% [XII. 59].

Маскет и Тейлор (Muskat and Taylor) [XII. 59] дали в общем виде решение, отвечающее условиям истощения пласта при газовом режиме, которое дает для разных случаев изменение во времени газового фактора и давления. На графиках (рис. XII. 32 и XII. 33) иллюстрируется предсказанная история разработки месторождений при режиме растворенного газа (содержание связанной воды в продуктивном пласте 30%) в зависимости от вязкости нефти и растворимости газа. Обратное направление наклона кривых, выражающих газовый фактор, объясняется недостатком газа в пласте при давлениях, приближающихся к атмосферному. На рис. XII. 34 показано уменьшение продуктивности скважины (по нефти) при различных значениях вязкости нефти, соответствующих графику на рис. XII. 33. Из графика следует, что при эксплуатации пласта при режиме растворенного газа наблюдается низкая нефтеотдача. На рис. XII. 35 приводится динамика пластового давления при эксплуатации пласта, имеющего начальную газовую шапку.

Бринкман и Вейнауг (Brinkman and Weinaug) предложили методику расчета, которая позволяет предвидеть поведение пласта при его эксплуатации при режиме растворенного газа. Методика основана на использовании данных о дифференциальном испарении (см. гл. VI), фазовых проницаемостях и свойствах жидкостей [XII. 9].

Проводились и другие исследования по использованию уравнения материального баланса и течения нефти в пластах, эксплуатируемых на режиме растворенного газа [XII. 10, XII. 17, XII. 57, XII. 64, XII. 92]. На первый взгляд наличие в пласте увеличивающегося количества газа, который выделяется из нефти при ее течении к забоям продуктивных скважин, должно быть благоприятным фактором. Однако существенная усад-

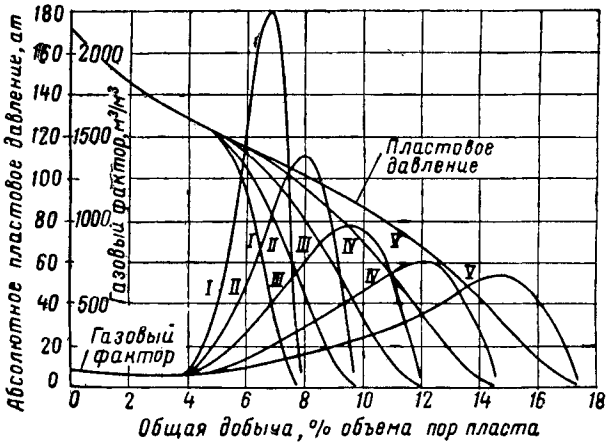


Рис. XII. 33. Изменение давления и газового фактора в процессе эксплуатации пласта при режиме растворенного газа при различных значениях вязкости нефти.

I — соответствует нефти, обладающей вязкостью при атмосферном давлении, равной 11,04 *спз*; кривая *II* — вязкости при атмосферном давлении, равной 5,52 *спз*; *III* — вязкости 2,76 *спз*; *IV* — вязкости при атмосферном давлении, равной 1,38 *спз*; *V* — вязкости, равной 0,69 *спз*; растворимость газа при 175 *ат* равна 95 *м³/м³*[XII 59].

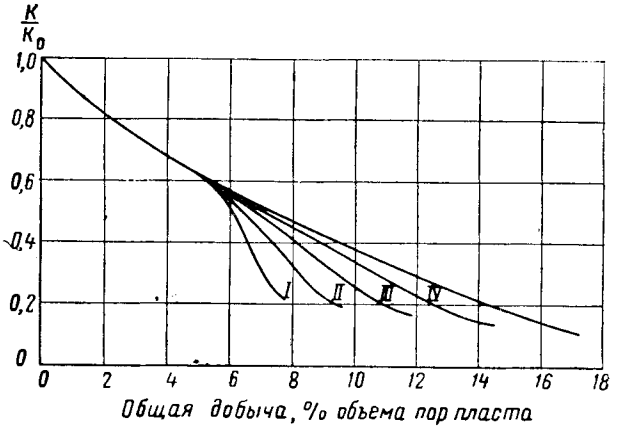


Рис. XII. 34. Изменение коэффициента продуктивности в процессе эксплуатации пластов на режиме растворенного газа при различной растворимости газа в нефти.

K/K_0 — отношение текущего коэффициента продуктивности к начальному коэффициенту продуктивности.

I — соответствует растворимости газа при 175 *ат*, равной 190 *м³/м³*; усадка 61,6%, вязкость при атмосферном давлении равна 2,76 *спз*; *II* — данные те же, что и для кривой *I*, только вязкость равна 1,38 *спз*; *III* — соответствует растворимости газа в нефти при 175 *ат*, равной 95 *м³/м³*; усадка составляет 30,8%; вязкость при атмосферном давлении 1,38 спз; *IV* — растворимость при 175 *ат* равна 47,5 *м³/м³*; усадка 15,4 %; вязкость при атмосферном давлении 1,38 *спз* [XII. 59].

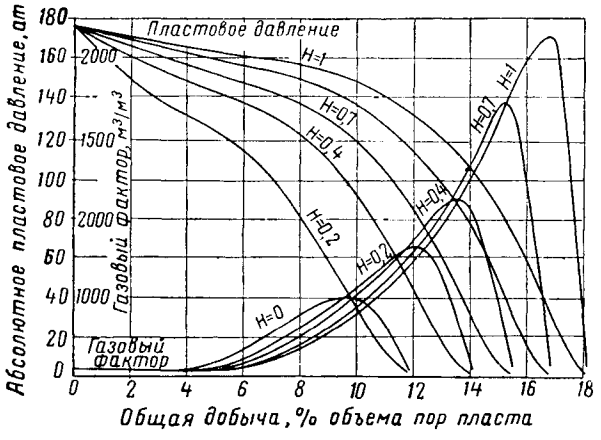


Рис. XII. 35. Изменение давления и газового фактора в процессе эксплуатации пластов при режиме растворенного газа при различной мощности пласта, занимаемой газовой шапкой.

H — отношение мощности пласта, занимаемого газовой шапкой, к мощности нефтенасыщенной части пласта. Растворимость газа при 175 *ат* равна 95 *м³/м³*. Усадка нефти при снижении давления от 175 *ат* до атмосферного составляет 30.8 %. Вязкость нефти при атмосферном давлении равна 2.76 *спз* [XII. 59].

ка нефти, происходящая при выделении из нее газа, приводит к тому, что газ при движении совместно с нефтью прорывается по пласту к скважинам, обходя нефть. При высоких значениях пластового объемного фактора, порядка 2 и более, через единственную скважину на своде структуры можно отобрать из пласта почти весь газ при сравнительно низкой нефтеотдаче, так как при нефтенасыщенности около 50% через пористую среду будет фильтроваться ничтожное количество нефти.

Практикуемая в настоящее время консервация газа и требования экономики способствуют совершенствованию методов разработки нефтяных пластов на режиме растворенного газа, предотвращая чрезмерно быстрое истощение энергии пласта. Для увеличения нефтеотдачи нагнетают газ в пласт, выборочно эксплуатируют скважины, имеющие малые значения газового фактора, нагнетают воду и применяют другие методы, способствующие рациональному расходованию пластовой энергии.

1. ГРАВИТАЦИОННОЕ ДРЕНИРОВАНИЕ

Тот факт, что нефть и свободный газ в продуктивных пластах разделяются, образуя газовую шапку и нефтяную зону, показывает, что гравитационные силы играют довольно важную роль в процессах аккумуляции. При эксплуатации нефтяного месторождения проявление гравитационных сил подтверждается тем обстоятельством, что продуктивные скважины в верхней части структуры имеют более высокий газовый фактор, а скважины, пробуренные на крыльях структуры, дают нефть с существенно меньшим количеством газа.

Перемещение нефти по пласту за счет гравитационных сил будет тем бо́льшим, чем больше проницаемость пласта, круче наклон пласта, меньше вязкость нефти и ниже поверхностное натяжение нефти на границе с газом. В горизонтально расположенных пластах малой мощности, переслоенных непроницаемым материалом, никакого движения нефти за счет гравитационных сил не будет. В противоположность этому в таких пластах, как песчаник Оклахома Сити Вилкокс (проницаемость 400—600 *мд*) [II. 40], гравитационные силы способствуют уменьшению нефтенасыщенности верхней части продуктивного горизонта (несколько десятков метров) до 7—12% от общего объема пор. Одна скважина, пробуренная в нижней части структуры, после того как давление в пласте упало до атмосферного, эксплуатировалась в течение нескольких месяцев с дебитом 143 *м³/сутки*. Нефтеотдача пласта к моменту снижения давления до атмосферного составляла около 33%. При дальнейшей эксплуатации нефтеотдача была увеличена на 20%, причем еще наблюдались высокие дебиты, достигающие 1040 *м³/сутки*.

Распределение жидкости в пористой среде, дренируемой за счет действия гравитационных сил, показано на рис. II. 40 и II. 43. Сталь, Мартин и Хантингтон (Ctahl, Martin and Hundington) [XII. 83] исследовали нефтенасыщенность образца из несцементированного песка (пористость 31,9% и проницаемость 7,5 *д*) при гравитационном стекании нефти при температуре 54,4° С. Эта нефть имела плотность 0,8336 *г/см³*, вязкость 4,3 *сст* при 54,4° С и поверхностное натяжение 25,5 *дин/см* (рис. XII. 36). В образцах небольшой высоты, имеющих чрезмерно высокую проницаемость, в результате гравитационного истечения нефти нефтенасыщенность за 56 *ч* уменьшилась до 16%.

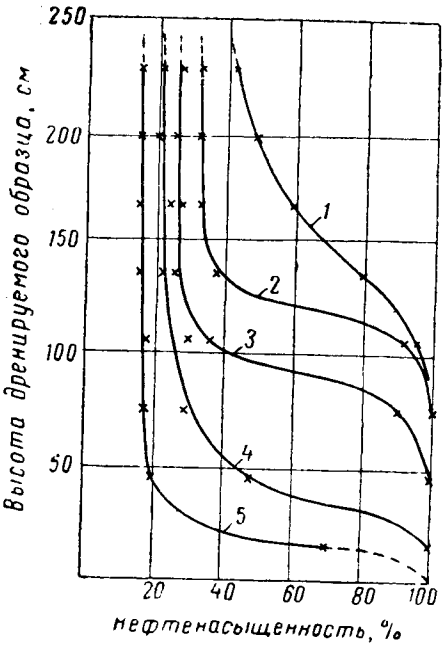


Рис. XII. 36. Распределение нефтенасыщенности по высоте образца при гравитационном истечении нефти пласта Вилкокс ($t = 54{,}4°$ С).

1 — соответствует дренированию в течение 35 *мин*. Нефтеотдача к этому моменту составила 8,2 %. Через 1 *ч* 36 *мин* (кривая *2*) нефтеотдача увеличилась до 16.4%. Через 3 *ч* 51 *мин* (кривая *3*) нефтеотдача достигла 32.8%. Через 8 *ч* (кривая *4*) нефтеотдача была равна 49,2%. Кривая *5* показывает распределение нефтенасыщенности через 56 *ч*, когда нефтеотдача достигла 72,5% [XII. 83].

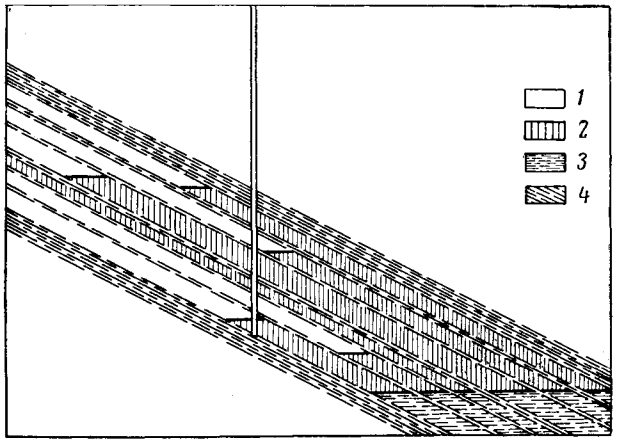


Рис. XII. 37. Разделение газа и нефти в многопластовой залежи [XII. 46].

1 — газ; *2* — нефть; *3* — вода; *4* — глина.

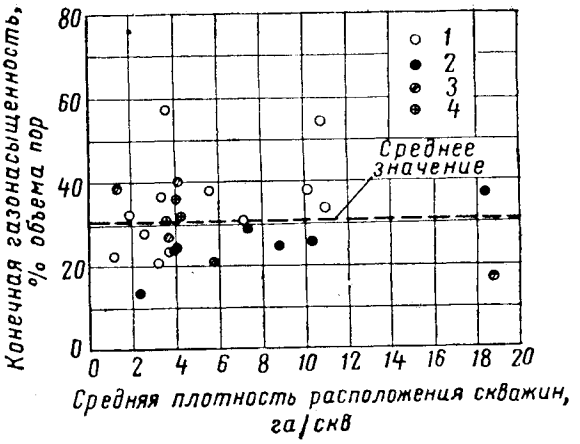


Рис. XII. 38. Конечная газонасыщенность в зависимости от плотности расположения скважин во время эксплуатации пласта при газовом режиме [XII. 19].

Вязкость пластовой нефти в *спз*: *1* — 0÷1; *2* — 1÷2; *3* — 2÷4; *4*—4÷10.

Люис (Lewis) [XII. 46] сделал обзор, в котором рассмотрел практические стороны гравитационного дренирования на нефтяных месторождениях, приведя в качестве примера некоторые пласты, где гравитационные силы являются важным фактором в механизме нефтеотдачи. Типичное гравитационное разделение нефти и газа, которое следует ожидать при наличии нескольких пластов, разделенных непроницаемыми барьерами, показано на рис. XII. 37. Тервиллигер (Terwilliger) и другие [XII. 91] проводили экспериментальное исследование процесса гравитационного истечения жидкостей из трубки, набитой песком, и дали методику расчета, позволяющую определять величину вытеснения жидкости из пористого материала за счет проявления силы тяжести. Кардвелл и Парсонс (Cardwell and Parsons) [XII, II] предложили теорию, которая позволяет заранее определять развитие процесса гравитационного дренирования. Дифференциальные уравнения, описывающие этот процесс, использовались в предположении некоторых допущений, упрощающих постановку вопроса для построения последовательных кривых насыщенности образца, представляющего собой вертикальную колонку, заполненную песком. Меттьюз и Левкович (Matthews and Levkovets) [XII. 51] провели эксперименты на моделях, которые воспроизводили скважины, эксплуатирующие пласт на режиме гравитационного истечения, и сравнили данные экспериментов с результатами расчета.

Определить предполагаемую нефтеотдачу пласта очень важно. Одно время разработка пласта на естественном режиме, называемая первичными методами добычи, рассматривалась как самостоятельная фаза эксплуатации пласта в отличие от вторичных методов добычи нефти, которые основаны на нагнетании в пласт газа или воды. В настоящее время многие пласты с самого начала разрабатываются при искусственном изменении их естественного режима.

Краз и Бакли (Craze and Buckley) [XII. 19] в своем исследовании, касающемся влияния расстояния между скважинами на конечную газонефтеотдачу пласта, приводят данные по многим месторождениям. На рис. XII. 38, XII. 39 и XII. 40 приводятся данные об остаточной газонасыщенности для месторождений, эксплуатируемых при газонапорном и водонапорном режимах. При вычислении конечной нефтеотдачи по данным этих графиков следует учитывать наличие в пластах связанной воды (в среднем 28% в пластах, эксплуатируемых при газонапорном режиме) и усадку нефти.

Методы оценки нефтеотдачи пластов рассматриваются в работах [XII. 4, XII. 10, XII. 18, XII. 25, XII. 34, XII. 64, XII. 96, XII. 97, XII. 98]. Весьма важным фактором при оценке нефтеотдачи является отношение подвижностей нефти и газа [XII. 5, XII. 12, XII. 57, XII. 70].

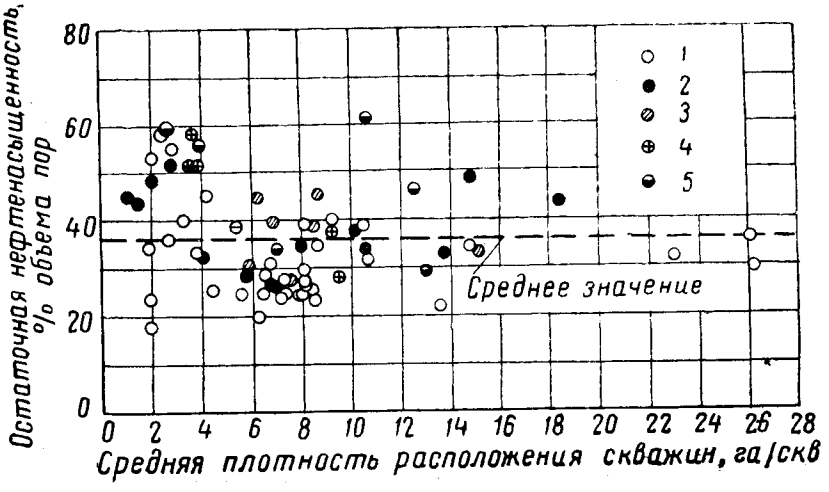


Рис. XII. 39. Остаточная нефтенасыщенность в зависимости от плотности расположения скважин во время эксплуатации пласта при водонапорном режиме [XII. 19].

Вязкость пластовой нефти в *спз*: *1* — 0÷1; *2* — 1÷2; *3* — 2÷4; *4*—4÷10; *5* — более 10.

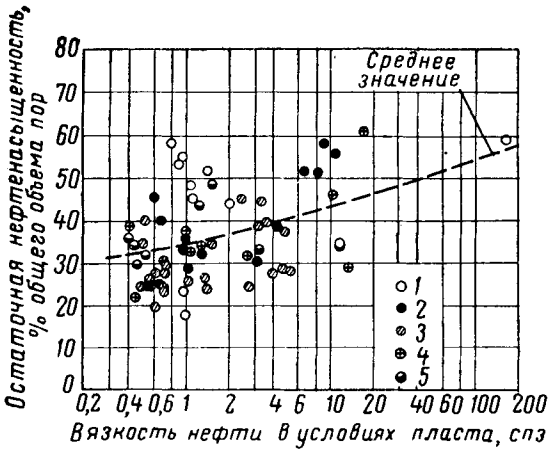


Рис. XII. 40. Влияние вязкости нефти на остаточную нефтенасыщенность во время эксплуатации пласта при водонапорном режиме [XII. 19].

Плотность расположения скважин в *га/скв*: *1* — 2,5÷7,5; *2* — 7,5÷15,0; *3* — 15÷25; *4* — 25÷35; *5* — более 35.

2. НАГНЕТАНИЕ В ПЛАСТ ВОДЫ И ГАЗА

Часто в нефтяные пласты нагнетаются вода и газ для увеличения нефтеотдачи в первичном процессе или в виде вторичного процесса, чтобы получить дополнительное количество нефти из пласта после того, как при эксплуатации его на естественном режиме нефть практически больше не добывается. В 1938 г. Беннетт (Bennett) описал процесс поддержания пластового давления путем нагнетания в пласт газа, давший благоприятные результаты [XII. 7].

Для поддержания естественного водонапорного режима и уменьшения падения давления можно нагнетать воду в пласт. На месторождениях, эксплуатируемых при водонапорном режиме, может возникнуть проблема удаления с промысла воды, добытой вместе с нефтью. Наиболее выгодно сбрасывать эту воду обратно в продуктивный пласт за контуром нефтеносности. В результате будет решена не только проблема удаления воды с промысла, но и проблема поддержания пластового давления на более высоком уровне. Нагнетание больших объемов воды в продуктивный пласт месторождения Ист Техас является прекрасным примером проведения подобного процесса [XII. 6, XII. 49, XII. 56].

Эксплуатация песчаника Джонес на месторождении Шалер является примером нагнетания в пласт газа в целях поддержания пластового давления, а последующее нагнетание воды также и примером успешного заводнения. На рис. XII. 41 — XII. 44 приводятся данные о разработке этого месторождения, взятые из статьи Тернера, Эванса и Кавиера (Tarner, Evans and Kavier) [XII. 90]. Интересным моментом разработки этого месторождения является то обстоятельство, что после начала централизованной эксплуатации месторождения (произошло объединение всех разрозненных участков, принадлежавших различным владельцам) оказалось возможным закрыть половину существующих на месторождении продуктивных скважин. Оставив в эксплуатации лишь скважины, имеющие сравнительно низкие газовые факторы, удалось уменьшить добычу газа. Это мероприятие, проводимое одновременно с нагнетанием в пласт добытого газа, позволило поддерживать сравнительно высокое пластовое давление и увеличить добычу нефти. Спустя примерно 4 года после объединения участков на этом месторождении начали осуществлять нагнетание в пласт смеси минерализованной и пресной воды. Нагнетание воды также способствовало поддержанию пластового давления и увеличению добычи нефти. Песчаник Джонес имел пористость 20,2%, а проницаемость 400 *мд*. Содержание связанной воды колебалось от 25 до 35%. Нефть была полностью насыщена газом, так как в начальный момент в пласте существовала небольшая газовая шапка. Нефть имела пластовый объемный фактор, равный 1,45. При снижении давления с 247 *ат* до атмосферного (при 92,2° С) из каждого $м^3$ пластовой нефти выделяется около 133,5 $м^3$ газа.

Нагнетание газа высокого давления в пласты, содержащие недонасыщенную нефть, должно привести к увеличению ее объема.

Для создания между нефтью и газом непрерывной смешивающейся фазы применяется закачка в пласт жидкого пропана. Используемый в этих процессах газ по окончании эксплуатации пласта реализуется на рынке [XII. 32, XII. 81, XII. 97]. Протекание процессов эксплуатации месторождений, на которых применялось нагнетание в продуктивные пласты воды или газа, обсуждаются в работах [XII. 1, XII. 20, XII. 27, XII. 21, XII. 24, XII. 30, XII. 39, XII. 49, XII. 52, XII. 71, XII. 86, XII. 87, XII. 95, XII. 100].

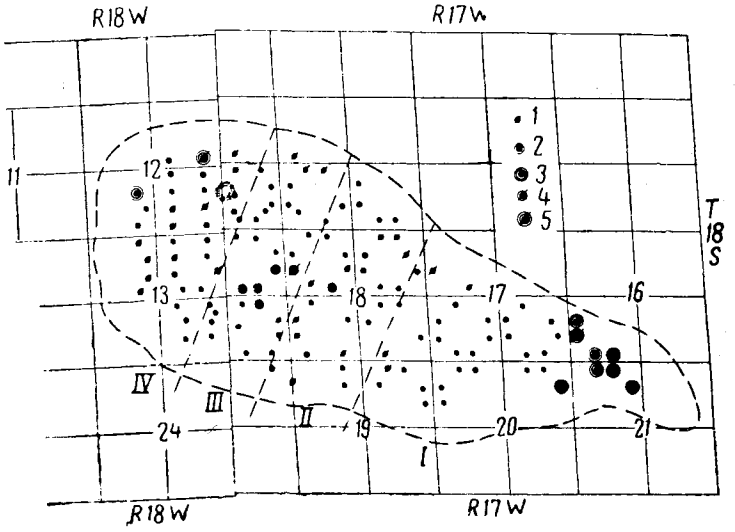


Рис. XII. 41. Расположение скважин, эксплуатирующих песчаник Джонес на месторождении Шалер [XII. 90].

1 — заброшенные скважины; *2* — скважины для нагнетания газа; *3* — скважины для нагнетания воды; *4* — заброшенные скважины для нагнетания газа; *5* — заброшенные скважины для нагнетания воды; *I*, *II*, *III* и *IV* — участки.

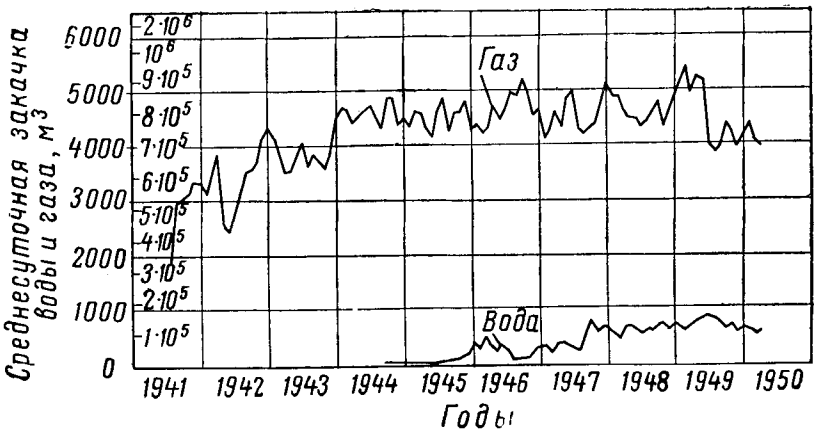


Рис. XII. 42. Объемы газа и воды, нагнетаемые в пласт на месторождении Шалер за сутки [XII. 90].

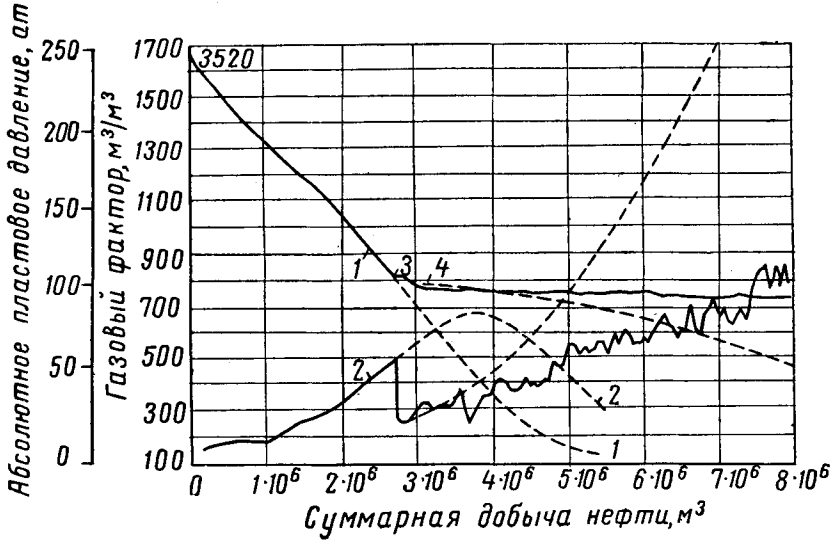


Рис. XII. 43. Сравнение действительной динамики разработки песчаника Джонес на месторождении Шалер с предполагаемой по расчету [XII. 90].

1 — пластовое давление; *2* — газовый фактор; *3* — начало централизованной разработки (15/II 1941 г.); *4* — начало нагнетания газа (1/VII 1941 г.); *5* — предполагаемая динамика при первичной эксплуатации (без поддержания давления).

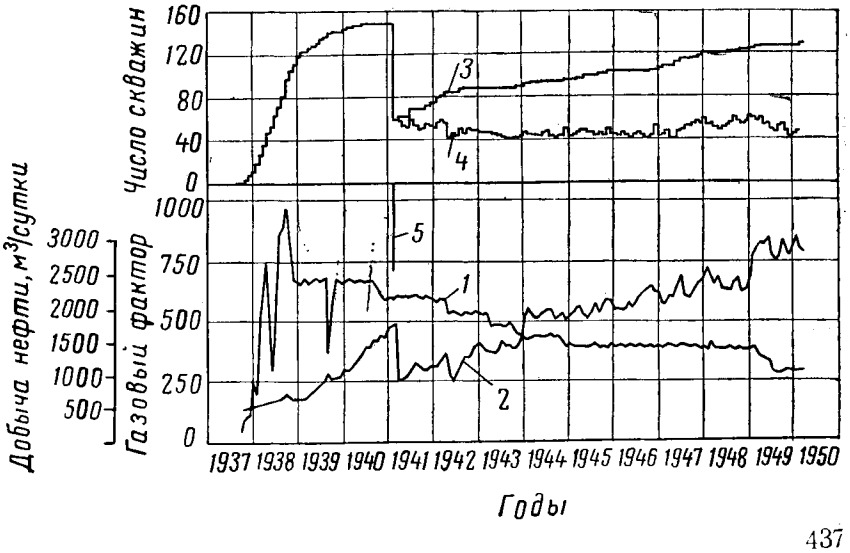


Рис. XII. 44. Показатели эксплуатации песчаника Джонс, месторождение Шалер [XII. 90].

1 — добыча нефти, *м³/сутки*; *2* — газовый фактор; *3* — суммарное количество действующих скважин (первоначально 59 скважин плюс каждая новая скважина, возвращениая в эксплуатацию); *4* — продуктивные и нагнетательные скважины (ежемесячно); *5* — начало централизованных операций (15/II 1941 г.).

§ 3. ОСУЩЕСТВЛЕНИЕ САЙКЛИНГ-ПРЕССА ПРИ ЭКСПЛУАТАЦИИ ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

Природные газы, находящиеся в условиях высоких давлений, содержат в растворенном состоянии значительное количество высококипящих углеводородов, которые при снижении давления выпадают в виде жидкой фазы (линии AA' или AB на рис. XII. 2). Чтобы предотвратить выпадение в пласте жидких углеводородов, т. е. не допустить ретроградной конденсации на месторождениях, часто применяют сайклинг-процесс, представляющий собой процесс вытеснения конденсатного газа сухим газом. Жирный газ, отбираемый из продуктивных скважин, направляется в установку, где из газа при сравнительно высоком давлении отбираются жидкие углеводороды. Затем остаточный газ компримируется и закачивается в пласт (рис. XII. 45). Этот процесс был назван ресайклингом, а жидкие углеводородные продукты, отобранные из газа, назывались дистиллятом [XII. 74]. Экономическая целесообразность осуществления первых сайклинг-процессов объяснялась как отсутствием расположенных близко рынков сбыта газа, так и сравнительно высокими дебитами жидких углеводородов, которые получали со скважин в этом случае. Шуе и Миллер (Sue and Miller) [XII. 88] приводят данные, из которых видно, что в 1944 г. в США эксплуатировались 224 газоконденсатных месторождения и было 37 установок для осуществления сайклинг-процесса. С помощью этих установок в пласты возвращалось газа 85 млн. *м³/сутки* и добывалось конденсата около 13 700 *м³/сутки*. В качестве примера таких операций, проводимых в большом масштабе, можно указать осуществление сайклинг-процесса на месторождении Ла Глория [XII. 38], Коттон Валлей [XII. 53], Кету [XII. 62] и Эрат.

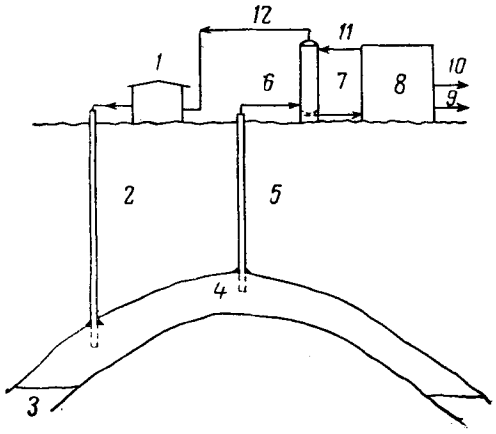


Рис. XII. 45. Схема осуществления сайклинг-процесса на газоконденсатном месторождении.

1 — компрессорная станция; *2* — нагнетательная скважина; *3* — вода; *4* — газ, содержащий высококипящие углеводороды, образующие конденсат. *5* — эксплуатационная скважина; *6* — абсорбционная установка; *7* — обогащенная масса; *8* — сепарационная установка; *9* — конденсат; *10* — сжиженный газ; *11* — тощее масло; *12* — остаточный газ.

Для выгодной реализации запасов газоконденсатного месторождения необходимо знать изменение фазового состояния углеводородов при изменении давления, размеры, геометрию и параметры пласта, стоимость соответствующей установки для улавливания конденсата из газа, а также цены на газ и получаемые жидкие продукты. Многие газоконденсатные месторождения имеют по нескольку продуктивных пластов, насыщенных газом с различным содержанием конденсата. При этом из некоторых пластов добывается газ, не содержащий пропан, бутан и другие тяжелые углеводороды. Из жирных газов выделяют конденсат, а остаточный газ возвращают в пласт. Проведение сайклинг-процесса при эксплуатации отдельной залежи может длиться от 5 до 10 лет. По окончании сайклинг-процесса на месторождении остается известное количество газа, пригодное для реализации на рынке.

1. ФАЗОВОЕ ПОВЕДЕНИЕ

Фазовое поведение газоконденсатных смесей обычно определяется в лаборатории и непосредственно на скважине с применением портативного оборудования на типичных образцах продукции скважины [III. 11, XII. 26, XII. 80, III. 19]. Эйлертс (Eilerts) [III. 19] определял фазовые диаграммы для продукции скважины, состоящей из 72,47% вес. газа после сепарации и 27,43% вес. жидкости, используя лабораторную бомбу и передвижную лабораторию непосредственно на скважине. На рис. XII. 46 представлена фазовая диаграмма, а в табл. XII. 3 приводится состав этой пластовой жидкости.

Миллер и Лентс (Miller and Lents) [XII. 53] приводят данные о содержании конденсата в газе месторождения Коттон Валлей в зависимости от давления (рис. XII. 47). Снижение пластового давления за срок эксплуатации до введения сейклинг-процесса привело к снижению продукции скважин бутана и более тяжелых углеводородов с 641 *см³/м³* до 466 *см³/м³* газа. Дальнейшее падение пластового давления в период осуществления сайклинг-процесса вызвало еще дополнительное снижение содержания тяжелых углеводородов в добываемом газе. Аллен и Рой (Allen and Roe) [XII. 3] приводят данные об извлечении конденсата при истощении замкнутого пласта без обратной закачки газа (рис. XII. 48). Паттен и Айви (Patten and Ivey) [XII. 72] приводят данные об уменьшении содержания конденсата в продукции, которое наблюдалось при снижении пластового давления на месторождении Ла Бланка.

Седж, Лески (Sage, Lacey) и другие изучали много систем, встречающихся в реальных месторождениях [XII. 66, XII. 75—XII. 78]. На рис. XII. 49 показано изменение содержания конденсата в зависимости от давления для системы С Луизианского месторождения по данным Римера и Седжа (Reamer and Sage). В табл. XII. 4 приводится состав этой смеси. Аллен (Allen) изучал фазовые соотношения газонефтяных смесей. На рис. XII. 50 показана фазовая диаграмма Аллена для продукции, отобранной из пласта при 90,6° С и давлении 162 *ат*. Если бы пластовая температура достигала 128,3° С, то ретроградной конденсации в пласте не было бы. Органик и Голдинг (Organick and Golding) [XII. 68] разработали метод, позволяющий предсказывать давление насыщения для газоконденсатных смесей.

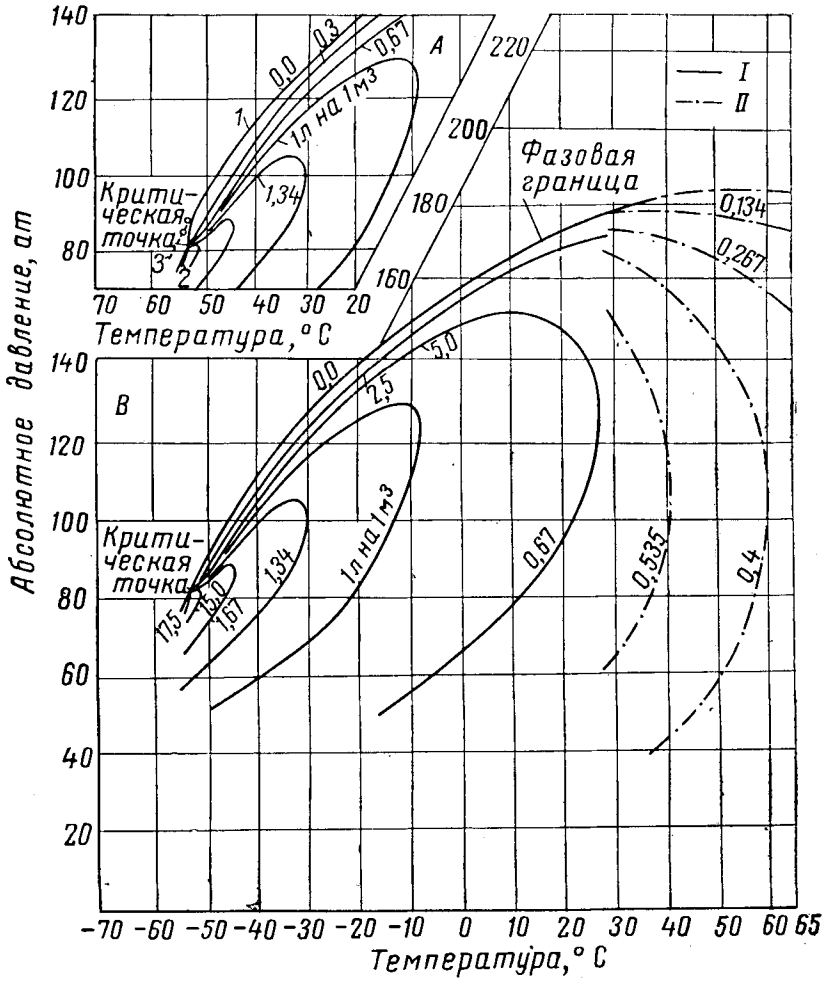


Рис. XII. 46. Диаграмма фазового состояния продукции газоконденсатной скважины [III. 19].

Явления, происходящие при увеличении давления при постоянной температуре: *1* — линия точек росы (жидкость исчезает); *2* — линия точек кипения (газ исчезает); *3* — более тяжелая из двух жидких фаз исчезает; *I* — данные, полученные на бомбе высокого давления со смотровым стеклом; *II* — данные, полученные в передвижной лаборатории непосредственно у скважины.

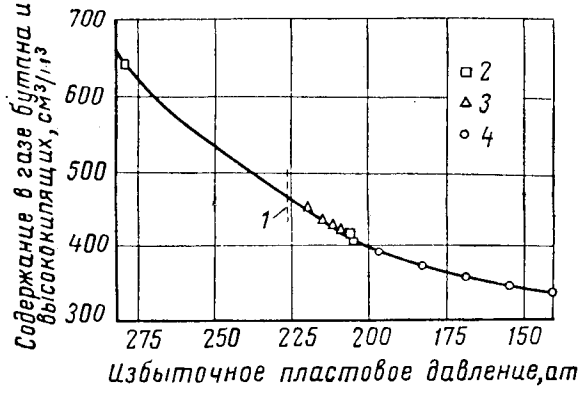


Рис. XII. 47. Изменение содержания бутана и вышекипящих в продукции из песчаника Бодкау (месторождение Коттон Валлей) в зависимости от пластового давления [XII. 53].

1 — начало осуществления сайклинг-процесса; *2* — анализ рекомбинированных проб; *3* — по данным исследования продукции; *4* — по данным лабораторных исследований проб при абсолютном пластовом давлении 203 *ат*.

Таблица XII. 3

Состав продукции скважины [III. 19].
Газ после сепарации составляет 72,47% вес.

Компонент	Мольная доля
Углекислый газ	0,00794
Азот	0,01375
Метан	0,76432
Этан	0,07923
Пропан	0,04301
Изобутан	0,01198
н-Бутан	0,01862
Изопентан	0,00937
н-Пентан	0,00781
Гексаны, 135—56	0,00744
Гексаны, 56—35	0,00661
Гептаны, 35—17	0,00290
Гептаны, 17	0,00295
Октаны	0,01040
Нонаны	0,00613
Деканы	0,00338
Ундеканы	0,00176
Додеканы	0,00153
Тридеканы	0,00083
	1,00000

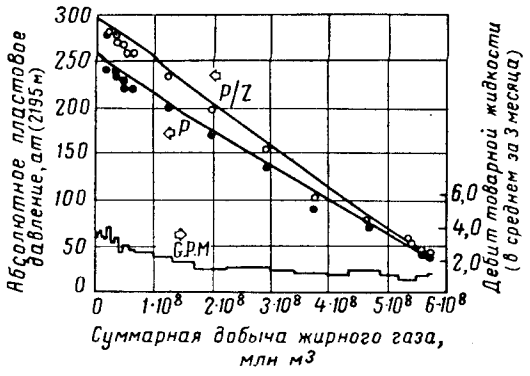


Рис. XII. 48. Поведение газоконденсатного пласта Бакон Лайм (Восточный Техас) [XII. 3].

Сплошные линии соответствуют расчетным значениям давления, а точки — промысловым данным.

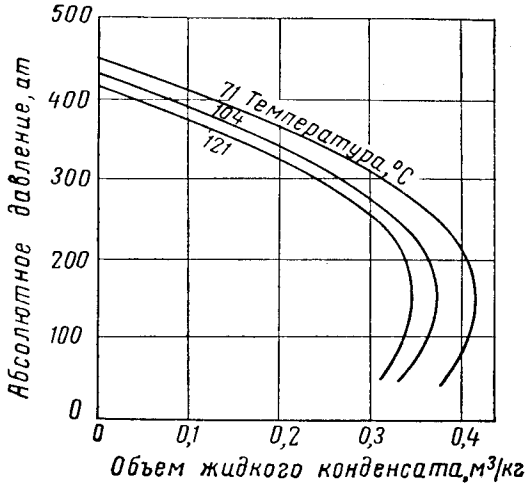


Рис. XII. 49. Диаграмма фазового состояния конденсатного газа из Луизианского месторождения [XII. 75].

Таблица XII. 4

Смесь *C*, приготовленная из сепаратного газа и жидкости из Луизианского месторождения [XII. 75]

Компонент	Мольная доля
Воздух	0,0047
Углекислый газ	0,0065
Метан	0,8659
Этан	0,0376
Пропан	0,0161
Изобутан	0,0048
н-Бутан	0,0082
Изопентан	0,0044
н-Пентан	0,0022
Гексаны	0,0062
Гептаны	0,0100
Октаны и более тяжелые	0,0334
	1,0000

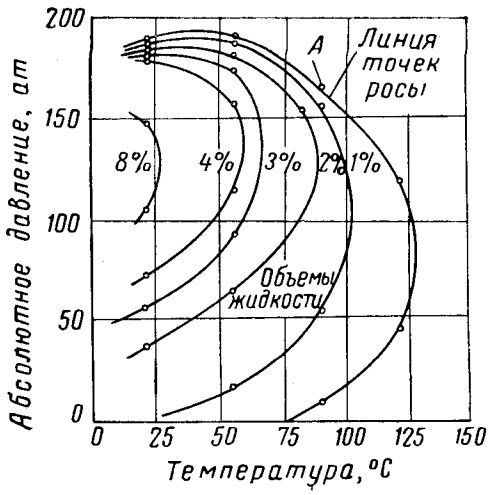


Рис. XII. 50. Диаграмма фазового состояния продукции месторождения С [XII. 2].

Римером и Серджем установлено, что изменение коэффициента увеличения объема для данной системы в зависимости от соотношения газа и конденсата при изобарическо-изотермических условиях носят почти линейный характер. Объем системы в области двухфазного состояния по отношению к добыче товарной нефти с достаточной степенью точности выражается в виде

$$V = \frac{A\Gamma T}{p}, \qquad \text{(XII. 7)}$$

где V — пластовый коэффициент увеличения объема $=$ $=\frac{\text{объем смеси в пласте}}{\text{объем товарной нефти}}$; T — температура в °К; p — абсолютное давление в *ат*; Γ — соотношение газа и конденсата (газовый фактор) в $см^3/м^3$; A — коэффициент.

На рис. XII. 51 приведены кривые, выражающие значение коэффициента A для газоконденсатных смесей Луизианского месторождения [XII. 76].

Начальные давления в пластах газоконденсатных месторождений могут быть существенно выше ретроградной точки росы и, следовательно, в первое время могут

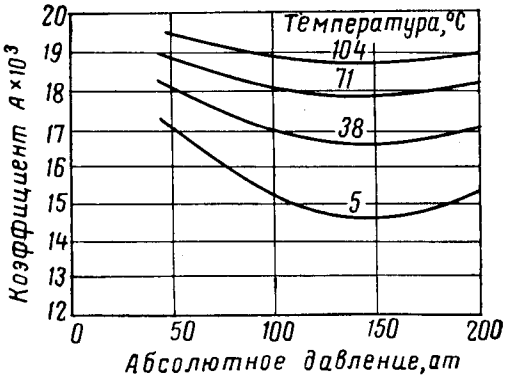


Рис. XII. 51. Значения коэффициента A в уравнении (XII. 7) для газоконденсатной смеси Луизианского месторождения [XII. 76].

Таблица XII. 5

Расчет падения давления в газоконденсатном пласте

Название компонента	Общее количество молей	Состав газа y	Предполагаемый состав газа при давлении 246 *ат* y	$\frac{(3)+(4)}{2}$ средний состав газа $y_{ср}$	(5) × 6,8 отобрано молей	(2) — (6) общее количество молей	K при 246 абс. *ат*	Моли жидкости *	Моли пара *	Состав пара y	Состав жидкости x
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO_2	0,90	0,0090	0,00904	0,00902	0,0614	0,839	1,28	0,01607	0,823	0,00904	0,00707
CH_4	78,05	0,7805	0,7880	0,7842	5,3329	72,717	1,72	1,0418	71,675	0,78827	0,05830
C_2H_6	7,42	0,0742	0,0741	0,0742	0,5043	6,916	0 960	0,1755	6,740	0,07419	0,07720
C_3H_8	4,88	0,0488	0,0485	0,0487	0,3308	4,55	0,785	0,1404	4,409	0,04849	0,06176
C_4H_{10}	1,18	0,0118	0,0116	0,0117	0,0797	1,100	0,610	0,0433	1,051	0,01162	0,01905
C_4H_{10}	1,65	0,0165	0,0162	0 0164	0,1112	1,539	0,560	0,0658	1,473	0,01620	0,02896
C_5H_{12}	0 75	0,0075	0,00728	0,00739	0,503	0,700	0,430	0,0384	0,661	0,00723	0,01689
C_6H_{14}	0,60	0,0060	0,00580	0,00590	0,0401	0,560	0,395	0,0333	0,527	0,00579	0,01465
I C_{7+}	1,04	0,0104	0,00988	0,01014	0,0690	0,971	0,300	0,0749	0,896	0,00986	0,03286
II C_{7+}	0,923	0,00923	0,00853	0,00888	0,0604	0,863	0,215	0,0899	0,773	0,00850	0,03955
III C_{7+}	0,843	0,00843	0,00750	0,00797	0,0542	0,789	0,154	0,1102	0,679	0,00746	0,04848
IV C_{7+}	0,712	0,00712	0,00602	0,00657	0,0447	0,667	0,110	0,1236	0,544	0,00599	0,05437
V C_{7+}	0,570	0,00570	0,00428	0,00499	0,0340	0,536	0,064	0,1506	0,386	0,00424	0,00625
	0,482	0,00482	0,00318	0,00400	0,0272	0,455	0,042	0,1697	0 285	0,00314	0,07465
	100,0					93,2		2,2731	90,922		

* Вычислено по уравнению мгновениого (однократного) испарения.

Объем при абсолютном давлении, равном 268,3 *ат*
Газ:

$$T_c = 238^\circ\ \text{K};$$

$$T_r = \frac{376}{238} = 1,58,$$

$$p_r = \frac{268,3}{46,2} = 5,81,$$

$$p_c = 46,2 \text{ абс. } ат;$$

$$z = 0,875.$$

$$\text{Объем газа} = \frac{nzTR}{p} = \frac{100 \times 0,875 \times 376 \times 848}{268,3 \times 10^4} = 10,41 \ м^3$$

Объем жидкости равен нулю.

$$T_r = \frac{376}{234} = 1,6$$

Общий объем равен 10,41 $м^3$.
Объем при абсолютном давлении 246 *ат*
Газ:

$$T_C = 234^\circ\text{K},$$

$$p_r = \frac{246}{46,4} = 5,305,$$

$$p_C = 46,4 \text{ абс. } ат,$$

$$z = 0,860.$$

$$\text{Объем газа} = \frac{0,860 \times 90,922 \times 848 \times 376}{246 \times 10^4} = 10,13 \ м^3$$

Объем жидкости. Молекулярный вес 63,91; плотность 0,555 $г/см^3$.

$$\text{Объем } \frac{Mx}{\rho} = \frac{63,91 \times 2,278}{0,555} = 0,263 \ м^3.$$

Общий объем = 10,13 + 0,263 = x — число молей жидкости графа 7 минус графа 10) × 10,393 $м^3$

$$10,41 = 10,393.$$

Следовательно, все допущения справедливы.
Объем при абсолютном давлении 210,5 *ат*.
Газ:

$$T_c = 231^\circ\text{K},$$

$$T_r = \frac{376}{231} = 1,63,$$

$$p_c = 465 \text{ абс. } ат,$$

$$p_r = \frac{210,5}{465} = 4,532,$$

$$z = 0,839$$

$$\text{Объем газа} = \frac{0,839 \times 78,228 \times 376 \times 848}{210,5 \times 10^4} = 9,95 \ м^3$$

Жидкость.
Молекулярный вес 66,92; плотность 0,570 $г/см^3$.

$$\text{Объем} = \frac{66,92 \times 3,872}{0,570} = 0,456 \ м^3.$$

Общий объем = 9,95 $м^3$ + 0,45 = 10,40 $м^3$.
10,40 = 10,41 — начальному объему, но достаточно близки, следовательно, все принятые допущения верны.

давать продукцию постоянного состава до тех пор, пока давление в пласте не достигнет давления точки росы. После этого содержание конденсата в продукции скважин будет постепенно уменьшаться.

Важным моментом, который следует учитывать, является испарение конденсата, выпавшего в пласте при дальнейшем снижении пластового давления. Вейнауг и Корделл (Weinaug and Cordell) [XII. 94] показали, что фильтрующийся по пласту газ должен достигать равновесного состояния с любой жидкостью в пористой среде, через которую он проходит.

2. РАСЧЕТ ПАДЕНИЯ ДАВЛЕНИЯ В ГАЗОКОНДЕНСАТНОМ ПЛАСТЕ, ЭКСПЛУАТИРУЕМОМ НА ИСТОЩЕНИЕ ПРИ ОТСУТСТВИИ ВТОРЖЕНИЯ ВОДЫ В ЗАЛЕЖЬ

Падение давления при постоянной пластовой температуре приводит к появлению в пласте жидкой фазы (конденсата), выпавшей из газоконденсатной смеси. В подавляющем числе случаев количество конденсата (или жидкой фазы), выпадающего в пласте, слишком мало и он остается неподвижным. В то же время по мере того, как меняется количество жидкой фазы в пласте, меняется и состав газовой фазы или продукции. Очень важно иметь представление об этих изменениях, чтобы можно было заранее планировать работу газолиновых установок и другого оборудования, а также определить экономическую целесообразность применения сайклинг-процесса.

Если вторжение воды в пласт отсутствует, то механизм истощения конденсатного пласта можно сравнить с непрерывным отбором газа из бомбы постоянного объема, в то время как остающаяся в бомбе смесь находится в состоянии равновесия. При определении изменений, происходящих при этих условиях, допускается, что кривая, выражающая состав смеси в зависимости от добычи, является прямой линией (во всяком случае в рассматриваемых пределах изменения давления).

Метод расчета, основанный на последовательных приближениях, иллюстрируется для двух значений давления (табл. XII. 5). В колонках 2 и 3 приведен первоначальный мольный состав содержимого пласта с точкой росы, соответствующей абсолютному давлению, равному 268,3 *ат*, и температуре 102,2° С. Эти данные используются для определения объема пласта, занимаемого этим количеством газа, который равен 10,41 *м*³. Далее в колонке 4 приводится предполагаемый состав газа при втором значении давления, равного 246 *ат*.

Средний состав продукции, добытой при снижении давления до 246 *ат*, рассчитывается сложением начального и предполагаемого составов содержимого пласта (колонки 3 и 4) и делением суммы на 2. Данные о среднем составе приводятся в колонке 5.

Далее число молей продукции, которые необходимо отобрать, чтобы абсолютное давление упало до 246 *ат*, принимается равным 6,8. Произведение числа молей продукции на ее средний состав дает количественное выражение добычи каждого компонента (колонка 6). Это количество вычитается из общего начального количества молей, содержащихся в пласте (колонка 2). В результате получаем количество молей каждого компонента, имеющееся в наличии в конце данной ступени снижения давления (колонка 7).

Количества жидкости и газа, образовавшиеся из оставшихся в пласте углеводородов, определяются из уравнения однократного испарения (VI. 14). Используемые константы равновесия определялись по методам, описанным NGAA [VI. 40]. Значения констант равновесия приводятся в колонке 8. Результаты этого расчета показаны в колонках 9, 10, 11 и 12. Рассчитанный состав газовой фазы при абсолютном давлении 246 *ат* (колонка 11), затем сравнивается с предполагаемым составом (колонка 4). Как видно из таблицы, полного совпадения нет, но все же данные достаточно близки.

После того как допущение относительно состава газа подтверждено, проверяется допущение о добыче определением объема углеводородов при абсолютном давлении 246 *ат*. Объем газа при 246 абс. *ат* составляет 10,13 *м*³. Жидкость занимает 0,263 *м*³. Общий объем равняется 10,393 *м*³. Так как этот объем близко совпадает с объемом, первоначально занимаемым рассматриваемым количеством углеводородов, принятая добыча верна и расчеты для первой ступени снижения давления заканчиваются. Расчеты по этой методике повторяются до тех пор, пока не приблизятся к заданному давлению.

3. КОЭФФИЦИЕНТ ОХВАТА

Расположение скважин для нагнетания в пласт сухого газа (из которого извлечен конденсат) и скважин для отбора пластового газа на месторождении должно обеспечивать вытеснение из пласта сухим газом максимального количества жирного газа. Распределение линий тока для определенной системы расположения скважин для однородной пористой среды можно определить теоретически или используя соответствующие модели [XII. 50].

Ранняя работа Викоффа, Ботсета и Маскета (Wyckoff, Botset and Muskat) по исследованию коэффициента охвата, определяющего распространение вытесняющего агента по пласту, проводилась для условий вытеснения нефти водой при заводнении [XII. 58, XII. 101]. Сваринген (Swlaringen) [XII. 89] и Херст (Hurst) [XII. 35, XII. 37] применили теорию потенциала и электромоделирования к проблемам разработки газоконденсатных пластов. В электрических моделях ионы в электролите перемещались от одного электрода к другому, образуя окрашенное поле, которое соответствовало области в пласте, занятой вытесняющим агентом. Модель пласта может быть изготовлена из фильтровальной бумаги или гель-агара с учетом относительных мощностей продуктивной части пласта. Сваринген в своей модели в качестве электролита использовал раствор цинкоаммонийной соли со стеклянными электродами, содержащими хлористую медноаммонийную соль, в качестве нагнетательных скважин и электродами из хлористой цинкоаммониевой соли в качестве эксплуатационных скважин. Под действием разности потенциалов между нагнетательными и продуктивными скважинами ионы меди распространялись по модели, окрашивая электролит в голубой цвет и наглядно показывая последовательные положения вытесняющего агента. На рис. XII. 52 показано распространение вытесняющего агента, наблюдаемое на электрической модели Ли [XII. 45a]. При работе на электрических моделях можно воспроизводить относительный отбор жидкости (или нагнетание) по отдельным скважинам, задавая разные потенциалы на электродах-скважинах. Вследствие диффузии в растворе электролита производят известные ограничения при исследованиях на таких моделях, особенно когда они проводятся длительное время.

Для построения карт линий равных потенциалов (или давлений) при течении жидкостей или газов по пласту Херст и Мак Карти (Hurst and Melarty) применили потенциометрическую модель [XII. 35]. Они помещали медные стерженьки, моделирующие скважины, в раствор сернокислой меди и, пропуская ток через нагнетательные скважины к эксплуатационным скважинам, электрическим пробником (зондом) определяли линии равных потенциалов. На рис. XII. 53 иллюстрируется расположение линий равного потенциала на модели, воспроизводящей залежь, в центре которой пробурено 9 нагнета-

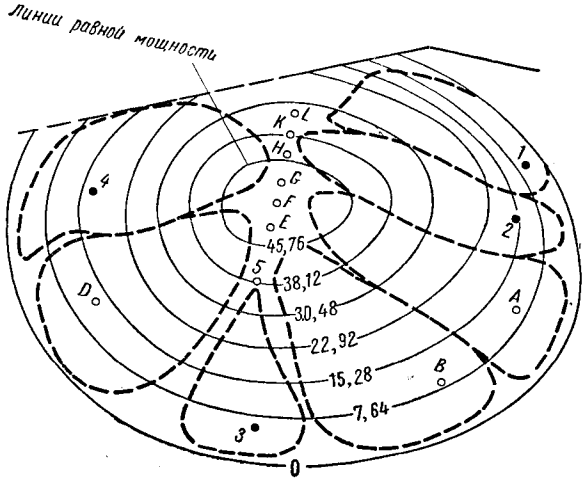


Рис. XII. 52. Воспроизведение картины распространения вытесняющего агента на электрической модели (XII. 50). Вытесняющим агентом занято 76% продуктивной площади.

Нагнетание		Отбор	
скважина	закачано, м³/сутки	скважина	дебит, м³/сутки
1	9,0	L	17,8
2	22,0	K	17,8
3	6,0	H	17,8
4	22,0	G	17,9
A	22,0	F	17,9
B	22,0	E	17,9
D	22,0	б	17,9

тельных скважин, а по периферии — 11 продуктивных. Течение жидкости (газа) в пласте происходит по линиям тока, нормальным к линиям равных потенциалов. Линии тока можно изобразить графически. Положение фронта текущего по пласту газа (жидкости) в различные моменты времени определяется по скорости течения вдоль каждой из линий тока, пропорциональной градиенту потенциала. На рис. XII. 54 показаны последовательные положения фронта вытесняющего агента на модели, линии равных потенциалов для которой приводятся на рис. XII 53 (по данным Херста и Мак Карти). На рис. XII. 55 приводится график, иллюстрирующий состав добываемого газа для этой модели. Методика, предложенная Муром (Moore), позволяет получать непосредственно линии тока, по которым можно построить нормальные им линии равных потенциалов [XII. 54]. Методика состоит в том, что кристаллы перманганата калия равномерно насыпаются на пластинку из обожженного гипса. Пластинка гипса сверху накрывается стеклом, которое кладется на прокладки, обеспечивающие некоторый зазор между поверхностью гипса и стеклом. Воде дают возможность поступать через источник *A* и вытекать через отверстие *B*, вызывая окрашивание линии при прохождении через кристаллы (рис. XII. 55а).

Коэффициент охвата, как упоминалось выше, зависит от однородности пористой среды. В действительности продуктивные пласты могут быть неоднородными, например представленными несколькими пропластками разной проницаемости. В таких пластах вытесняющий агент, по-видимому, быстрее прорвется в продуктивные

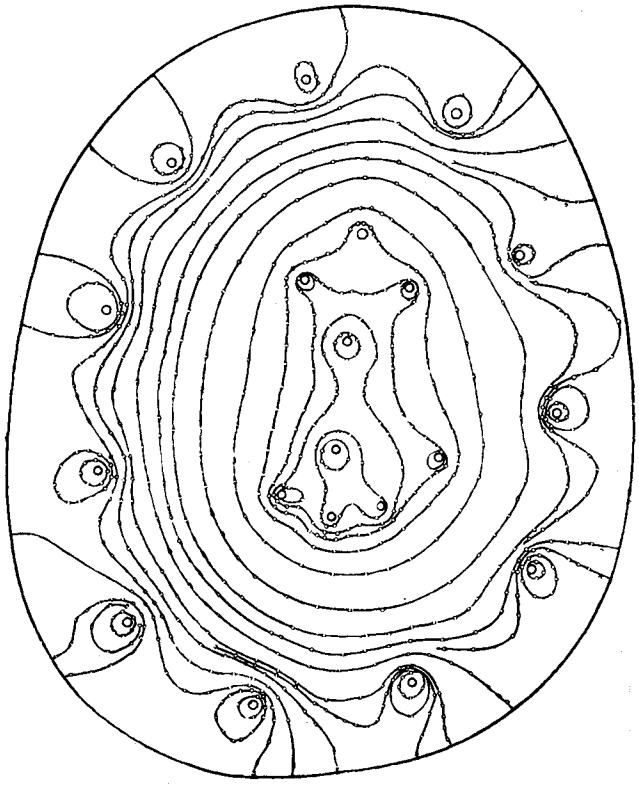


Рис. XII. 53. Распределение потенциала на электрической модели [XII. 35].

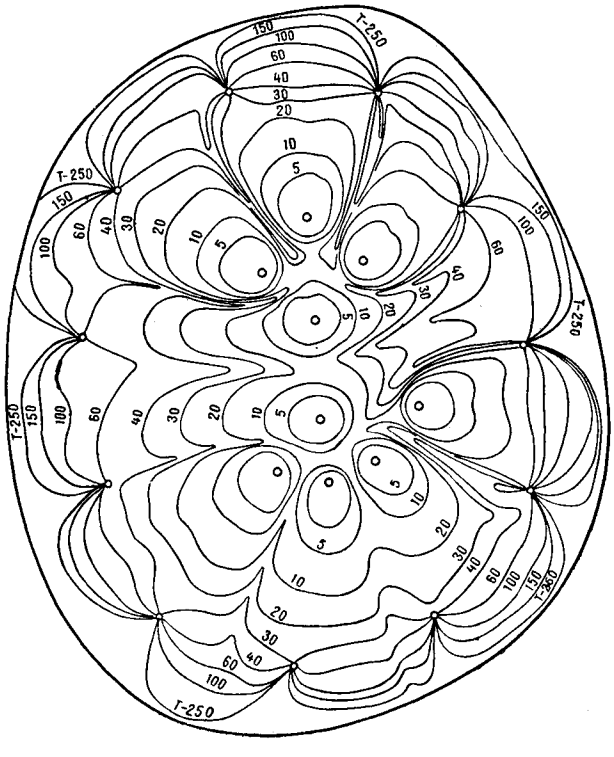


Рис. XII. 54. Распространение вытесняющего агента (сухого газа) по пласту на различные моменты времени [XII. 35].

скважины по пропластку, имеющему наибольшую проницаемость. После этого продукция скважин в значительной степени будет состоять из сухого газа, вытесняющего агента. В таких случаях, насколько это возможно, в пластах различной проницаемости желательно провести изоляционные работы. Для пластов, имеющих переменную проницаемость, были предложены методы оценки вероятного продвижения вытесняющего агента в целом, т. е. суммарного коэффициента охвата [XII. 37, XII. 50, XII. 60, XII. 85]. Стендинг, Линдблад и Парсонс (Standing, Lindblad and Parsons) [XII. 85] представили диаграмму, иллюстрирующую влияние изменения проницаемости на соотношение сухого и пластового газа в продукции скважин (рис. XII. 56). Степень изменения проницаемости определяется отношением разности между средней проницаемостью и значением проницаемости, выше которого лежит 84,1% всех значений проницаемости к средней проницаемости. Строится график логарифмической вероятности, на котором превышение проницаемости над максимальной откладывается против «% больше чем» (рис. XII. 57). Средняя проницаемость соответствует 50% линии. Маскет в своей работе приводит диаграммы, иллюстрирующие изменение коэффициента охвата для различного распределения проницаемости [XII. 60].

Органик, изучая конденсатное месторождение, пришел к выводу, что некоторое количество жидкой фазы поступает к забоям эксплуатационных скважин [XII. 69].

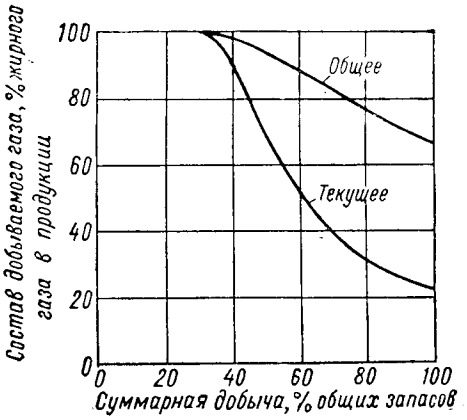


Рис. XII. 55. Изменение состава добываемого газа [XII. 35].

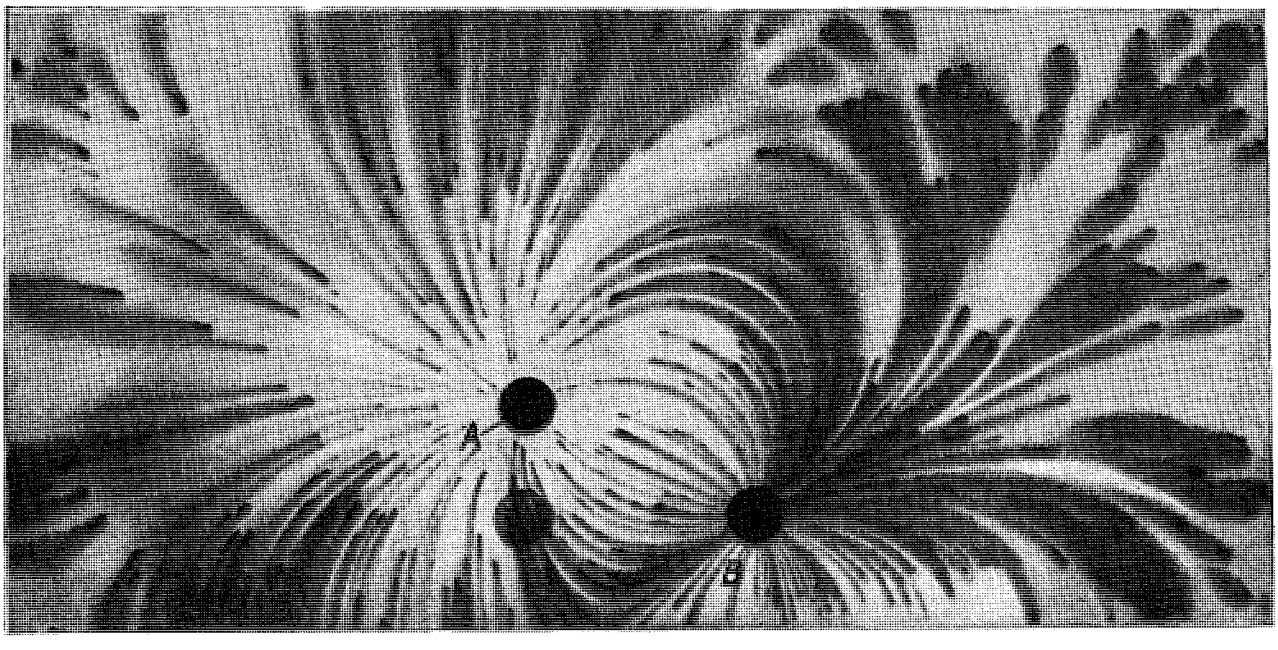


Рис. XII. 55а. Модель для наглядной иллюстрации распределения линий тока.
A — источник; *B* — сток. Внешние границы одинакового потенциала

4. ОБРАБОТКА ПРОДУКЦИИ КОНДЕНСАТНЫХ СКВАЖИН

Установка для осуществления сайклинг-процесса обычно функционируют на месторождениях, на которых эксплуатируемые пласты имеют давление выше 140 *ат*, достаточное для того, чтобы газожидкостная смесь поступала на установку примерно под этим давлением. При первичной сепарации, как правило, давление не снижается ниже 140 *ат*. Это делается для того, чтобы не было необходимости тратить большую мощность на обратную закачку газа. Наиболее обычным процессом извлечения конденсата является абсорбционный метод обработки продукции скважин. Так как в продукции скважин содержатся высококипящие углеводороды, часто на установках сайклинг-процесса из конденсата готовят абсорбционное масло. На этих установках получают конденсат (стабилизированный или в смеси с бутаном), бутан, пропан и иногда природный газолин.

Технология обработки продукции конденсатных скважин почти так же сложна, как и технология переработки нефти, хотя в первом случае и не происходит никаких химических превращений. Установки сайклинг-процесса обычно непрерывно работают в течение всего года и

останавливаются лишь для осмотра, проводимого обычно один раз в год.

Технология переработки газа на сайклинг-установке Кэти, показанной на рис. XII. 58, XII. 59 и XII. 60, была предложена Нобле (Noble) [VII. 62]. На установке предусмотрено получение газа давлением 56 *ат*, который идет на продажу, и газа высокого давления (126 *ат*), который дожимается до 217 *ат*. Из числа жидких продуктов на установке получаются конденсат из емкости, рассчитанной на абсолютное давление 3,15 *ат* (рис. XII. 59), газолин и бутан из колонки для выделения бутана (рис. XII. 60) и пропан.

В 1943 г. на установке перерабатывалось газа 7780 тыс. *м*³/*сутки*, причем извлекалось около 80% бутана от содержащегося в газе. Впоследствии производительность по газу установки была удвоена. Для теплообменников и охлаждения других агрегатов установки требуется 53 000 *л/мин* воды, нагревающейся от 30 до 46,1° С. Для обеспечения работы установки требуется электрическая мощность в 1740 *квт*. Кроме того, требуется пара 43 000 *кг/ч*. Абсорбционное масло подается со скоростью 6400 *м*³/*мин*.

Установка обслуживает 15 газоконденсатных скважин, из которых три эксплуатируют раздельно по два горизонта каждая. Промысловые трубопроводы рассчитаны на рабочее давление 195 *ат* при 54,4° С и принимают от каждой скважины газа 320 000—400 000 *м*³/*сутки*. Нагнетательная система рассчитана на рабочее давление 246 *ат* при 79,4° С, так как сжатый газ после компрессора не охлаждался. Несмотря на нагнетание такого горячего газа, температура в пласте по прошествии нескольких лет эксплуатации упала на 16,5° С.

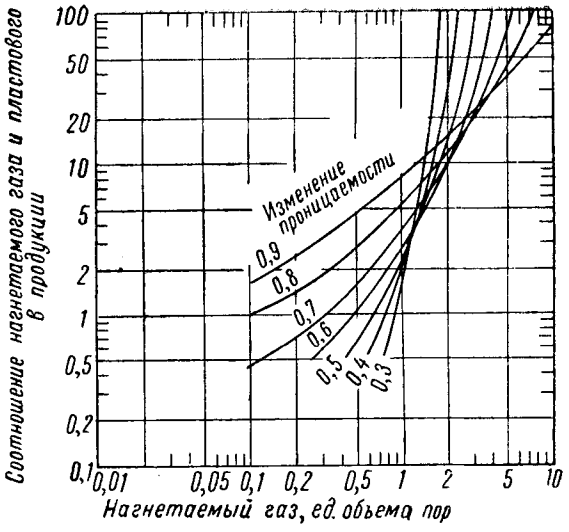


Рис. XII. 56. Влияние изменения проницаемости пласта (неоднородности) на соотношение в продукции нагнетаемого и пластового газа [XII. 85].

Технология переработки конденсатного газа более подробно будет описана в следующих главах.

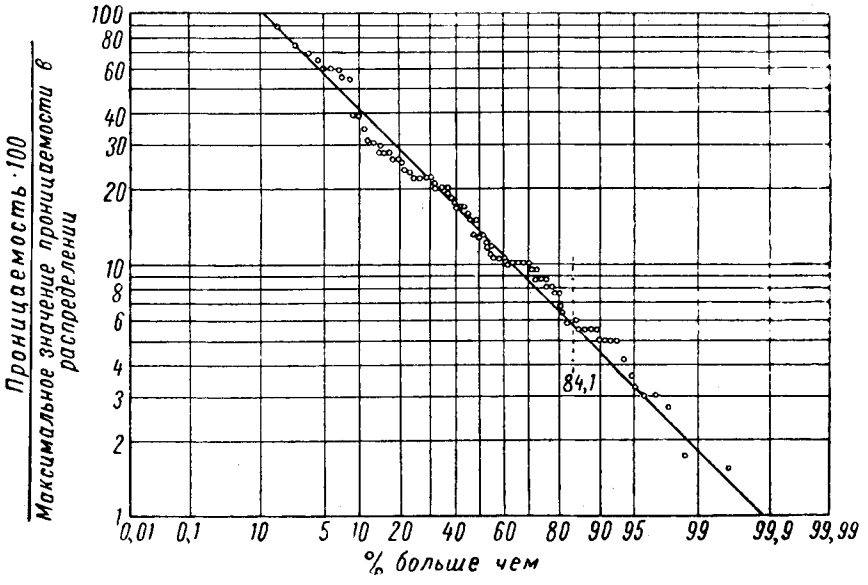


Рис. XII. 57. Изменение проницаемости пласта (неоднородность) месторождения Ричфильд [XII. 85].

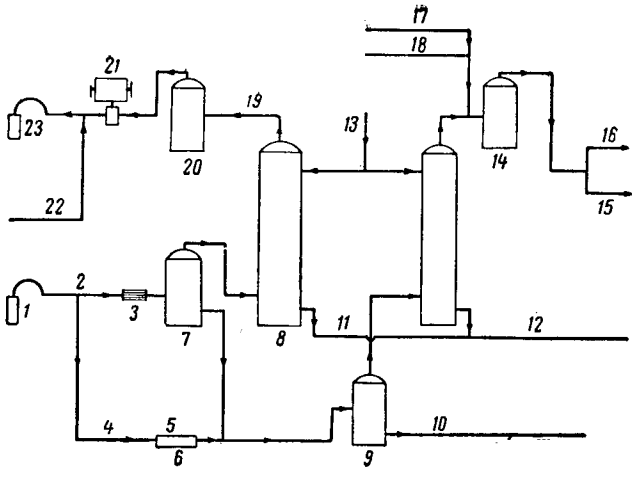
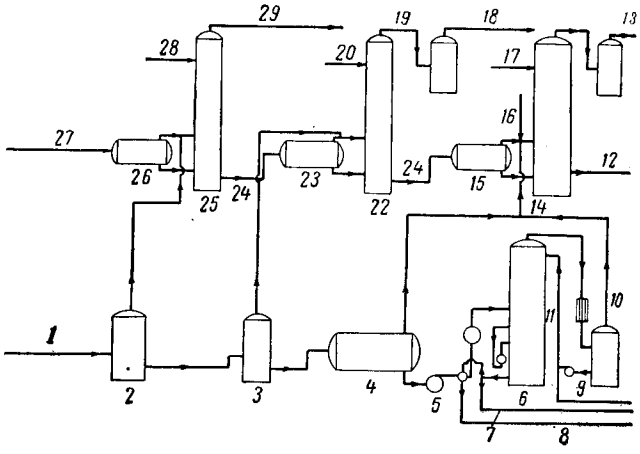


Рис. XII. 58. Установка для осуществления сайклинг-процесса на месторождении Кэти. Система газа высокого давления и газа, идущего на сбыт [XII. 62].

1 — эксплуатационная скважина; *2* — жирный (конденсатный) газ; *3* — холодильник для газа высокого давления; *4* — жирный газ в систему сбыта; *5* — пар; *6* — нагреватель; *7* — сепаратор высокого давления (126 *ат* и 26° С); *8* — главный абсорбер; *9* — сепаратор для газа, идущего на сбыт (56 *ат*); *10* — конденсат, в конденсатную систему; *11* — обогащенное абсорбционное масло; *12* — обогащенное абсорбционное масло в систему; *13* — абсорбционное масло из жидкостного насоса высокого давления, освобожденное от конденсата; *14* — резервуар для хранения газа, поступающего на рынок (38 *ат*); *15—16* — газ в систему сбыта; *17* — остаточный газ высокого давления, полученный при десорбции; *18* — рекомпримированный газ; *19* — газ после абсорбера; *20* — скруббер высокого давления; *21* — газовые компрессоры (5600 *л. с.*); *22* — пропан из дожимного насоса; *23* — нагнетательная скважина.

Рис. XII. 59. Установка для осуществления сайклинг-процесса на месторождении Кэти. Система регенерации абсорбционного масла и сбора конденсата [XII. 62].

1 — конденсат из системы высокого давления; *2* — выветривание конденсата (42 *ат*); *3* — выветривание конденсата (14 *ат*); *4* — выветривание конденсата (2,45 *ат*); *5* — насос; *6* — перегонная колонна (2,45 *анти*); *7* — конденсат на изготовление абсорбционного масла; *8* — конденсат в емкость для хранения; *9* — газолин в перегонный куб; *10* — пары углеводородов; *11* — орошение; *12* — обогащенное абсорбционное масло в систему дистилляции; *13* — топливо; *14* — реабсорбер низкого давления (2,45 *анти*); *15* — выветривание обогащенного абсорбционного масла (2,45 *ат*); *16* — пары из уравнительной емкости; *17* — абсорбционное масло; *18* — газ на рекомпрессию; *19* — остаточный газ; *20* — абсорбционное масло; *21* — обогащенное абсорбционное масло; *22* — реабсорбер промежуточного давления (14 *ат*); *23* — выветривание обогащенного абсорбционного масла (14 *ат*); *24* — обогащенное масло; *25* — реабсорбер высокого давления (42 *ат*); *26* — выветривание обогащенного абсорбционного масла (42 *ат*); *27* — обогащенное абсорбционное масло из системы высокого давления; *28* — абсорбционное масло; *29* — остаточный газ в систему сбыта.



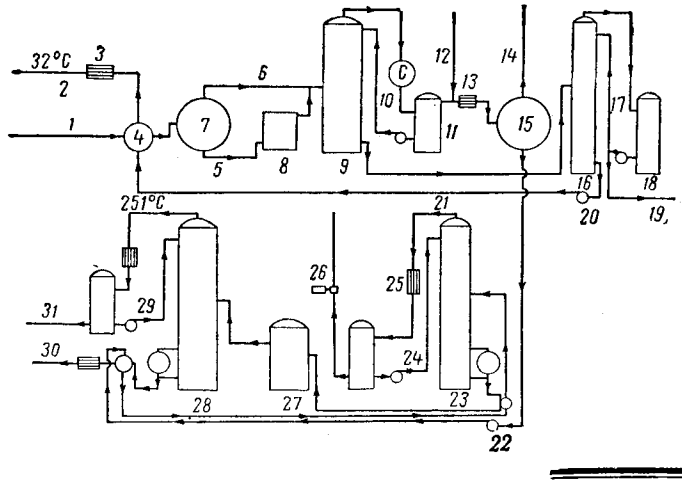


Рис. XII. 60. Установка для осуществления сайклинг-процесса на месторождении Кэти. Система дистилляции и стабилизации.

1 — обогащенное абсорбционное масло из реабсорбционной системы; *2* — абсорбционное масло в абсорбер; *3* — холодильник для абсорбционного масла; *4* — теплообменник; *5* — горячее абсорбционное масло в резервуар выветривания; *6* — выделившиеся пары (при T = = 277° С); *7* — p = 8,8 абс. *ат* и t =220° С; *8* — огневые подогреватели прямого действия; *9* — колонна № 1 (6,3 *ат*); *10* — орошение; *11* — приемник; *12* — газолин из конденсатной колонны (рис. XII. 59); *13* — холодильник; *14* — углеводородные пары к реабсорберу низкого давления; *15* — промежуточная емкость для газолина (5,6 *ат*); *16* — колонна № 2 (0,55 абс. *ат*); *17* — орошение; *18* — приемник; *19* — на хранение; *20* — насос для перекачки горячего абсорбционного масла; *21* — абсорбционное масло к теплообменникам; *22* — питающий насос; *23* — депропанизатор (20 абс. *ат*); *24* — орошение; *25* — углеводородные пары на рекомпрессию; *26* — излишки пропана в нагнетательную систему; *27* — промежуточная емкость (9 абс. *ат*); *28* — дебутанизатор (7,75 абс. ат); *29* — орошение; *30* — газолин в емкость для хранения; *31* — бутан в емкость для хранения.

ГЛАВА XIII

ПРОМЫСЛОВАЯ СЕПАРАЦИЯ И МАСЛЯНАЯ АБСОРБЦИЯ ГАЗА

Газ высокого давления, выходящий из скважин, поступает в промысловые сепараторы, где отделяются углеводородный конденсат и вода. Природный газ многих месторождений содержит пропан, бутан и газовый бензин в количествах, оправдывающих использование специальных установок для извлечения этих компонентов (рис. XIII. 1). Наиболее широко применяемым методом извлечения является абсорбция в тарелочных колоннах. Насыщенный абсорбент, содержащий большое количество легких углеводородов, десорбируют для удаления пропана, бутана и газового бензина, после чего охлаждают и вновь возвращают в абсорбер.

Отбензиненный природный газ, если только он не содержит сероводород, пригоден для поставки потребителям. Газ, содержащий H_2S, очищают путем промывки растворами этаноламина. Чтобы предотвратить образование гидратов в трубопроводах, газ обычно осушают при помощи жидких или твердых поглотителей.

Жидкие углеводороды, выделенные из газа, во фракционирующих колоннах разделяют на стабильные продукты: жидкий газ (пропан и бутан) и газовый бензин или стабилизированный конденсат.

Извлечение конденсируемых углеводородов из газа может быть достигнуто и путем низкотемпературной сепарации. При этом используется холод, получаемый в результате редуцирования избыточного давления газа.

В настоящее время многими исследователями изучается вопрос о полном сжижении природного газа с целью перевозки его в танкерах, если невозможно транспортировать газ по трубопроводам.

Процессы массо- и теплообмена и движения жидкости подробно описаны в литературе по химической технологии. Здесь эти вопросы рассматриваются в основном для объяснения физических основ распространенных методов очистки и подготовки газа. Описываются и некоторые методы, не получившие широкого применения, но тем не менее пригодные для специальных целей.

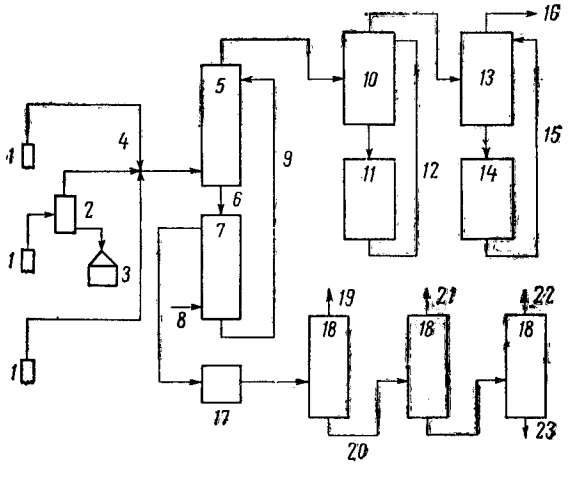


Рис. XIII. 1. Принципиальная схема переработки газа.

1 — скважины; *2* — промысловый сепаратор; *3* — промысловый конденсат; *4* — промысловая газосборная система; *5* — абсорбер; *6* — обогащенное масло; *7* — выпарная колонна; *8* — пар; *9* — возврат масла; *10* — очистка от сероводорода; *11* — регенерация раствора этаноламина: *12* — возврат этаноламина; *13* — осушка; *14* — регенерация раствора гликоля; *15* — возврат гликоля; *16* — газ к потребителю; *17* — сырой бензин; *18* — фракционная перегонка; *19* — топливный газ; *20* — продукт для фракционировки; *21* — пропан; *22* — бутаны; *23* — газовый бензин или конденсат.

§ 1. ПРОМЫСЛОВАЯ СЕПАРАЦИЯ

Продукция нефтяной или газовой скважины содержит обычно газ, несколько жидких компонентов и часто небольшое количество твердых примесей. Наряду с жидкими углеводородами обычно имеется соленая или пресная вода. Разделять эти компоненты желательно, как правило, у скважины. Ниже рассматриваются факторы, которые должны быть учтены при определении оптимальных условий извлечения жидких углеводородов в промысловых сепараторах. С целью увеличения выхода конденсата и осушки газа в конструкцию стандартных сепараторов были внесены изменения [XIII. 3, V. 66, XIII. 5, XIII. 6, XIII. 7, XIII. 14, XIII. 15, XIII. 27, XIII. 34, XIII. 40]. Принципиальные схемы процесса сепарации нефтей, содержащих растворенный газ, и газоконденсатных смесей показаны на рис. I. 19 и I. 20. Углеводородный состав газа и конденсата на выходе из сепаратора приведен в табл. VI. 4.

Схема потоков при трехступенчатой сепарации показана на рис. XIII. 2. Перед сепаратором I ступени из потока удаляется вода. Если происходит образование гидратов, то для предотвращения этого либо подогревают газ у устья скважины, либо вводят соответствующие ингибиторы. К числу факторов, определяющих эффективность улавливания углеводородов, относятся фазо-

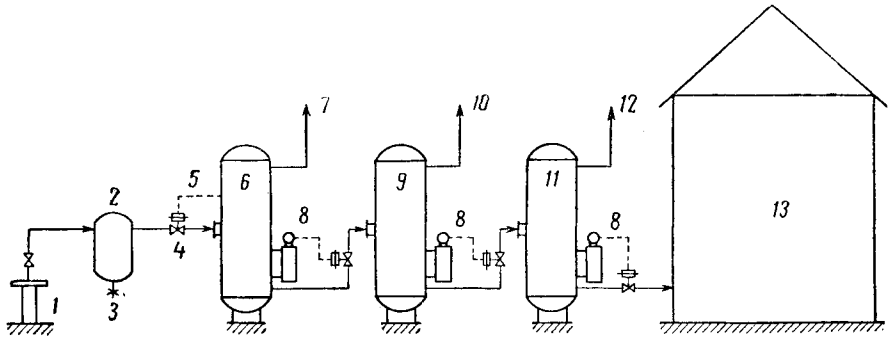
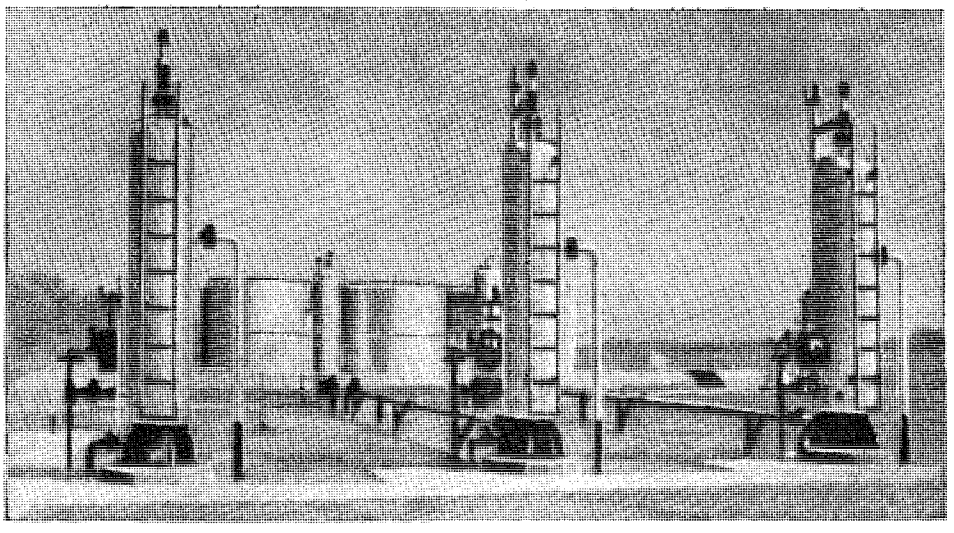


Рис. XIII. 2. Схема трехступенчатого промыслового сепаратора.

1 — устье скважины; *2* — удаление воды; *3* — вода; *4* — задвижка № 1; *5* — регулятор давления; *6* — сепаратор первой ступени; *7* — газ высокого давления; *8* — регулятор уровня; *9* — сепаратор второй ступени; *10* — газ среднего давления; *11* — сепаратор третьей ступени; *12* — газ низкого давления; *13* — резервуар для конденсата.



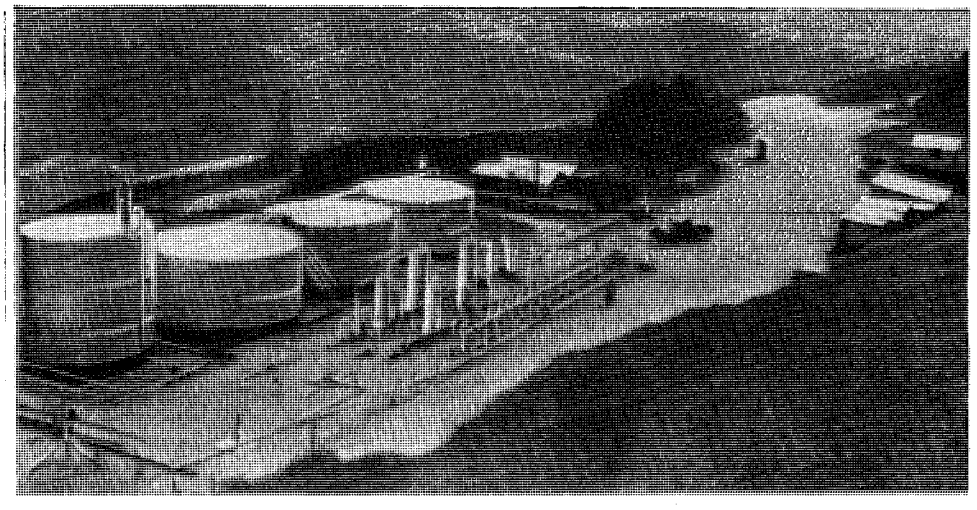


Рис. XII. 3. Промысловые сепарационные установки.

вое поведение движущейся смеси, давление и температура в каждой ступени сепарации и число ступеней. Без учета этих факторов найти оптимальную технологию сепарации невозможно. Иногда серьезное значение могут иметь второстепенные факторы (вспенивание, эмульгирование и наличие посторонних веществ). Промысловые сепарационные установки показаны на рис. XIII. 3 и XIII. 4.

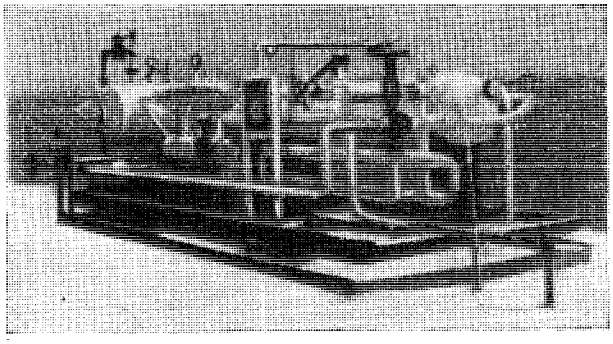


Рис. XIII. 4. Промысловая установка низкотемпературной сепарации.

Давление и температура газа на устье скважин определяются параметрами пласта, дебитом газа и характером движения газа вверх по эксплуатационной колонне. Например, температура на устье скважины, как видно из рис. XIII. 5 [V. 66], изменяется в широких пределах в зависимости от дебита. Состояние потока на пути в сепаратор изменяется вследствие теплообмена с окружающей средой и перепада давлений в трубопроводе. Тем не менее состав и состояние потока у устья скважины являются исходными параметрами для расчетов

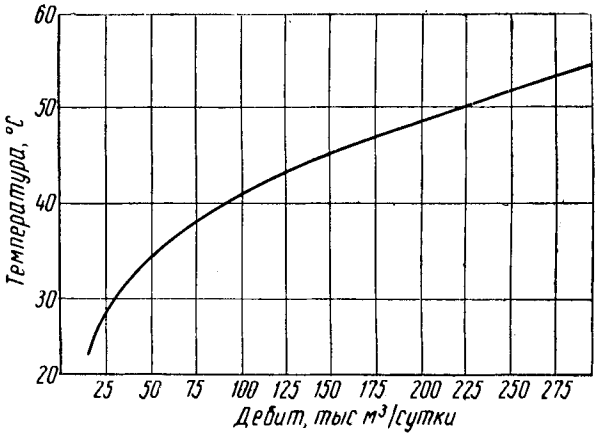


Рис. XIII. 5. Температура у устья скважины в зависимости от дебита для скважин южной Луизианы [V. 66].

сепарации. Для последующих расчетов необходимо иметь данные об изменении температуры газа на устье в зависимости от дебита. При этом следует иметь в виду, что температура газа при работе скважины с постоянным дебитом в процессе эксплуатации повышается.

Зная состав выходящего из скважины газа и константы равновесия, можно вычислить состав газожидкостного потока и выход жидкости (см. гл. VI). Во многих случаях состав потока, выходящего из скважины, определяют методом рекомбинации проб газообразных и жидких продуктов при замеренном дебите. Однако иногда желательно определять составы газа и жидкости в сепараторах при различных температурах и давлениях сепарации. Может потребоваться также определение составов

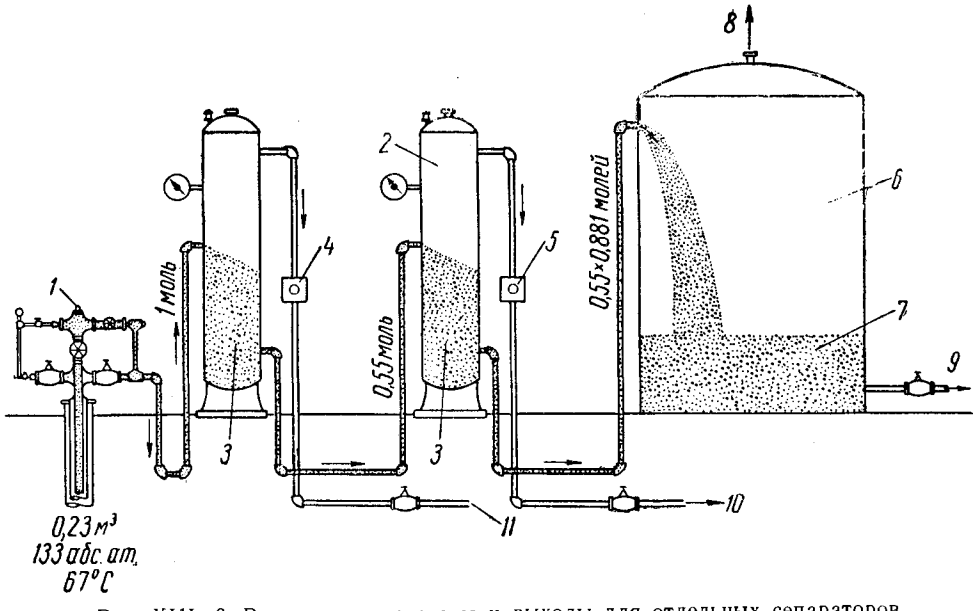


Рис. XIII. 6. Вычисленные составы и выходы для отдельных сепараторов.

1 — устье скважины; *2* — газ (избыточное давление в первом сепараторе 7 *ат*, температура 15,5° С; избыточное давление во втором сепараторе 0,7 *ат*, температура 15,5° С); *3* — жидкость; *4* — газовый счетчик первого сепаратора (0,45 *моль* или 17,7 *м*³; *5* — газовый счетчик второго сепаратора (0,55×0,119 *моль* или 2,58 *м*³); *6* — резервуар; *7* — сырая нефть (0,55×0,881×0,969 *моль* или 0,159 *м*³ нефти $\gamma = 0{,}813$); *8* — выпускается в атмосферу 0,59 *м*³ газа или 0,55×0,881×0,081 *моль*; *9* — в нефтепровод; *10* — газ в газосборную систему низкого давления; *11* — газ в газосборную систему высокого давления

Компонент	Мольная концентрация углеводородов в газе скважины z	K при абсолютном давлении 8,05 *ат* и 15,5° С	Предположим, $V = 0{,}40$		Предположим, $V = 0{,}500$		Предположим, $V = 0{,}461$	
			$K + 1{,}5$	$\frac{z}{K+1{,}5}$	$K + 1$	$\frac{z}{K+1}$	$K + 1{,}17$	$\frac{z}{K+1{,}17}$
Метан	0,303	30,0	31,5	0,0096	31,0	0,00976	31,17	0,00972
Этан	0,131	3,7	5,2	0,0252	4,7	0,0279	4,87	0,0269
Пропан	0,094	0,98	2,48	0,0379	1,98	0,0475	2,15	0,0437
Изобутан	0,018	0,400	1,90	0,0095	1,40	0,0129	1,57	0,0115
н-Бутан	0,049	0,285	1,785	0,0272	1,285	0,0381	1,455	0,0336
Изопентан	0,020	0,120	1,62	0,0123	1,12	0,0179	1,29	0,0155
н-Пентан	0,025	0,094	1,594	0,0157	0,094	0,0228	1,264	0 0198
Гексаны	0,038	0,032	1,532	0,0248	1,032	0,0368	1,202	0,0316
Гептаны и более тяжелые фракции	0,322	0,0022	1,5022	0,2140	1,0022	0,3210	1,1722	0,2745
Всего . . .	1,000	—	—	0,3762	—	0,5346	—	0,4668

Решение: $V = 0{,}45$.

$$\text{Плотность} = \frac{164{,}39}{202{,}2} = 0{,}813\ г/см^3$$

По данным рис. XIII. 6 н мольным количествам, испарившимся в процессе трех испарений, количество товарной нефти, прихо

на 1 $м^3$ товарной нефти

Компоненты	Мольная концентрация углеводородов в продуктах сепаратора II ступени		K при абсолютном давлении 1 *ат* и 15,5° С	Предположим, $V = 0{,}0400$		Предположим, $V = 0{,}03571$	
	пар	жидкость (новое z)		$K + 24$	$\frac{z}{K+24}$	$K + 27$	$\frac{z}{K+27}$
Метан	0,1692	0,00118	230	254	0,000004	257	0,00000
Этан	0,3474	0,0193	29	53	0,000364	53	0,00036
Пропан	0,2910	0,0673	6,2	30,2	0,002238	33,2	0,00203
Изобутан	0,0411	0,0223	3,2	27,2	0,000819	30,2	0,00074
н-Бутан	0,0921	0,00692	2,2	26,2	0,002641	29,2	0,00236
Изопентан	0,0197	0,0350	0,94	24,94	0,001403	27,94	0,00125
н-Пентан	0,0230	0,0450	0,72	24,72	0,001826	27,72	0,00162
Гексаны	0,0100	0,0753	0,22	24,22	0,003109	27,22	0,00276
Гептаны и более тяжелые фракции	0,0065	0,6652	0,0138	24,0138	0,02770	27,0138	0,02462
Итого . . .	1,0000	1,0000	—	—	0,040108	—	0,03574

Решение: $V = 0{,}031$.

потока после прохождения его через сепараторы низкого давления или хранения в резервуарах [III. 27, XIII. 34]. Пример подобного расчета приведен в табл. XIII. 1 и на рис. XIII. 6. Об использовании электронно-вычислительных машин для подобных расчетов было сказано в главе VI.

Изменение состава фаз потока в результате резкого снижения давления в задвижке *4* (см. рис. XIII. 2) можно рассчитать. Явление, создаваемое адиабатическим расширением, при котором не производится полезная работа, называется «свободным расширением» или расширением Джоуля — Томсона. Ясно, что хотя при этом газ не производит полезной работы, наблюдается падение температуры при абсолютных давлениях менее 350 *ат* (см. гл. IV). Количество жидкости, содержащейся в потоке после расширения, может быть вычислено методами, описанными в главе IV. При использовании кривых энтальпии — энтропии для определения перепада температур газа вследствие расширения получают несколько завышенные величины, поскольку образование жидкости сопровождается выделением скрытой теплоты,

Таблица XIII. 1

анализа потока, выходящего из скважины

Мольная концентрация углеводородов в продуктах сепаратора I ступени		K при абсолютном давлении 1,7 *ат* и 15,5° С	Предположим, $V = 0{,}119$		Предположим, $V = 0{,}145$		Предположим, $V = 0{,}10$	
пар	жидкость (новое z)		$K + 7{,}4$	$\frac{z}{K + 7{,}4}$	$K + 5{,}9$	$\frac{z}{K + 5{,}9}$	$K + 9{,}0$	$\frac{z}{K + 9{,}0}$
0,6158	0,0208	140	147,4	0,00014	145,9	0,00014	149	0,00014
0,2150	0,0575	17,5	24,9	0,00231	23,4	0,00246	26,5	0,00217
0,0916	0,0936	4,2	11,6	0,00807	10,1	0,00927	13,2	0,00708
0,0098	0,0246	1,80	9,2	0,00267	7,7	0,00320	10,8	0,00227
0,0205	0,0720	1,30	8,7	0,00827	7,2	0,01000	10,3	0,00699
0,0398	0,0332	0,55	7,95	0,00418	6,45	0,00515	9,55	0,00348
0,0040	0,0425	0,50	7,90	0,00538	6,40	0,00665	9,50	0,00448
0,0022	0,0677	0,131	7,531	0,00899	6,031	0,01122	9,131	0,00742
0,0013	0,5881	0,0096	7,4096	0,07937	5,9096	0,09951	9,0096	0,05448
1,000	1,000	—	—	0,11938	—	0,14760	—	0,09851

Решение: $V = 0{,}119$.

при 15,5° С, и 1 *ат*.

дящейся на 1 *моль* товарной смеси, равно $0{,}55 \times 0{,}881 \times 0{,}969 = 0{,}47$ *моль* жидкости. Чнсло молей смеси, поступающей в I сепаратор,

равно $\frac{813}{0{,}47 \times 164{,}4} = 10{,}5$ *моль*.

Продолжение табл. XIII. 1

Предположим, $V = 0{,}0303$		Мольная концентрация углеводородов в продукте, хранимом в резервуаре		Молекулярный вес	Количество жидкости		
$K + 32$	$\frac{z}{K + 32}$	пар	жидкость		*г/моль*	*г/см³*	*см³/моль*
262	0,00000	0,0340	0,0001	16	0,0016	0,35	0,005
61	0,000316	0,0300	0,0104	30	0,312	0,50	0,62
38,2	0,001769	0,3600	0,0584	44	2,57	0,508	5,06
35,2	0,000633	0,0665	0,0208	58	1,21	0,563	2,15
34,2	0,002023	0,1462	0,0667	58	3,87	0,584	6,64
32,94	0,001062	0,0330	0,0351	72	2,53	0,625	4,05
32,72	0,001375	0,0327	0,0454	72	3,26	0,631	4,16
32,22	0,002337	0,0170	0,0771	86	6,64	0,664	10,0
32,0138	0,02078	0,0096	0,6860	210	144,00	0,850	169,5
—	0,030295	0,999	1,000	—	164,3936	—	202,185

Газ из I сепаратора: $0{,}45 \times 3{,}67 \times 10{,}7 = 17{,}7$ *м³*.
Газ из II сепаратора: $0{,}55 \times 0{,}119 \times 3{,}67 \times 10{,}7 = 2{,}58$ *м³*.
Газ из резервуара: $0.55 \times 0{,}881 \times 0{,}031 \times 3{,}67 \times 10{,}7 = 0{,}59$ *м³*.

1. ВЫДЕЛЕНИЕ КОНДЕНСАТА ИЗ ГАЗА

Характер газоконденсатных систем конденсатных месторождений был уже рассмотрен. При этом указывалось, что конденсация в стволе скважины объясняется одновременным снижением давления и температуры газа. Расчетом подтверждается, что одновременное двухфазное течение углеводородной жидкости и газа через пористую среду к стволу скважины повышает выход жидкости на 15% [XII. 69].

Для обеспечения оптимального извлечения жидких углеводородов из газоконденсатных систем необходимо учитывать в основном те же переменные факторы, что и для системы газ — нефть. Но оптимальные условия сепарации в данном случае значительно больше зависят от характера конкретной смеси. Оптимальные условия сепарации можно определить эмпирически или же при помощи расчетов, основанных на использовании констант равновесия.

Таблица XIII. 2

Фракционный состав образцов газа и жидкости, находящихся в равновесных условиях (III. 11)

Образец	Абсолютное рабочее давление, *ат*	35				70								105			
	Температура, °С	−43,9		−27,2	26,7	−41,1		−11,1		25,0		−26,1		3,3		27,2	
		Газ	Жидкость	Газ	Жидкость	Газ	Жидкость	Газ	Жидкость	Газ	Жидкость	Газ	Жидкость	Газ	Жидкость	Газ	Жидкость
Состав, мольные %:																	
Метан		96,8	22,86	96,3	—	96,7	47,02	96,4	31,41	95,5	24,90	96,6	48,65	96,7	39,21	95,3	33,38
Этан		2,54	7,62	2,59	98,8	2,49	8,90	2,41	5,12	2,63	3,95	1,90	3,80	2,04	5,35	2,71	4,65
Пропан		0,49	8,85	0,70	—	0,37	7,51	0,76	6,75	0,85	3,60	0,80	6,32	0,73	4,44	0,93	3,57
Изобутан		0,067	2,82	0,192	0,385	0,157	3,42	0,044	2,47	0,251	1,57	0,086	1,68	0,028	1,69	0,226	1,38
н-Бутан		0,064	6,40	0,143	0,298	0,143	3,83	0,121	5,13	0,303	2,70	0,235	2,57	0,080	2,55	0,352	2,00
Изопентан		0,021	3,49	0,052	0,184	0,051	2,46	0,096	3,67	0,148	2,55	0,115	2,38	0,118	2,12	0,161	2,00
н-Пентан		0,003	3,46	0,011	0,078	0,020	1,86	0,036	1,74	0,059	1,61	0,064	0,96	0,071	0,60	0,063	1,17
Гексаны		—	7,31	0,019	0,179	0,630	3,91	0,067	6,60	0,148	6,57	0,133	4,25	0,134	5,28	0,185	4,95
Гептаны		—	8,06	—	—	—	4,90	—	8,59	—	7,43	—	5,70	—	6,08	—	6,18
Октаны		—	4,99	—	—	—	3,24	—	4,15	—	7,01	—	3,67	—	4,13	—	5,71
Нонаны		—	4,24	—	—	—	1,96	—	4,85	—	6,22	—	3,55	—	5,14	—	5,46
Более тяжелые углеводороды		0,008	19,90	0,007	0,037	0,013	10,99	0,022	19,52	0,071	31,89	0,060	16,47	0,083	22,41	0,091	22,55
Молекулярный вес		—	182	—	—	—	178	—	175	—	184	—	176	—	176	—	181
Плотность при 15,5° С, *г/см*³		—	0,8124	—	—	—	0,8094	—	0,8106	—	0,8119	—	0,8102	—	0,8099	—	0,8120

Факторы, влияющие на получение конденсата из газоконденсатных скважин, были изучены Хантингтоном (Huntington) и другими [XIII. 18, XIII. 80]. Бакли и Лайтфутом (Buckley and Lightfoot) [III. 11]. Эйлером (Eilerts) и другими [III. 19]. Чтобы доказать наличие условий оптимальной конденсации при температуре сепаратора I ступени, изменяли давление в этом сепараторе при постоянной температуре. Удельный вес газовой фазы, характеризующий ее состав, минимален при давлении максимальной конденсации жидкости.

Бакли и Лайтфут [III. 11] изучали влияние давления и температуры на конденсацию углеводородов из природного газа, используя экспериментальный промысловый сепаратор. Составы фаз при различных условиях в сепараторе приведены в табл. XIII. 2.

Рис. XIII. 7. Влияние температуры сепарации на общий выход жидкости при различном давлении [III. 11].

Фазовая диаграмма потока, выходящего из скважины, приведена на рис. III. 26. Состав этого потока (на основе данных о фракционном составе газа и жидкости при абсолютном давлении 70 *ат* и температуре 25° С) приведен в табл. III. 1. На рис. XIII. 7 показаны выходы конденсата из сепаратора скважины. Кривые на этом рисунке характерны для систем, обнаруживающих и изобарную и изотермическую ретроградную конденсацию. Фазовая диаграмма этого типа, составленная Эйлером и другими, представлена на рис. XII. 46. В конденсате, выводимом из сепаратора при высоком давлении, растворено еще большее количество метана, этана и пропана. Если этот конденсат стабилизировать путем многоступенчатого снижения давления, произойдет значительная усадка жидкости. Эта усадка тем больше, чем выше давление в первом сепараторе.

Барри и Паркс (Barry and Parks) [XIII. 3] показали (рис. XIII. 8), что давление, обеспечивающее максимальную конденсацию в сепараторе I ступени, не соответствует максимальному конечному выходу углеводородов. Оптимальное давление в сепараторе I ступени находится значительно ниже давления максимальной конденсации в сепараторе. Однако выбор давления в сепараторе I ступени может диктоваться другими факторами, например стоимостью повторного компримирования или же гидратообразованием. Низшие пределы давления, до которых можно расширять газ без образования гидратов, показаны на рис. V. 48 — V. 50.

Барри и Паркс рекомендуют удалять свободную воду непосредственно перед снижением давления в I ступ-

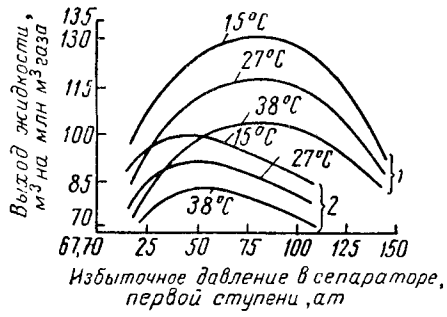


Рис. XIII. 8. Оптимальное давление, обеспечивающее максимальный выход товарной жидкости ниже давления, обеспечивающего максимальный выход жидкости в сепараторе [XIII. 3].

1 — жидкость, отделенная в сепараторе при давлении сепарации; *2* — товарная жидкость при давлении в складском резервуаре.

пени (рис. XIII. 2), чтобы воспользоваться преимуществами низкого влагосодержания в газе высокого давления. В многоступенчатых сепарационных установках предусмотрены автоматические приборы для контроля давления и уровня жидкости в сепараторах каждой ступени.

2. НИЗКОТЕМПЕРАТУРНАЯ СЕПАРАЦИЯ

Низкотемпературная сепарация позволяет увеличить выход конденсата и снизить влажность газа с помощью эффекта Джоуля — Томсона. При достаточно высоком давлении на головке скважин для осушки газа преднамеренно образуют гидраты углеводородов в соответствии с равновесными условиями газ — гидрат при низкой температуре [V. 66, XIII. 40, XIII. 6]. Температуры, которые могут быть достигнуты при охлаждении газа путем расширения, обеспечивают также значительное повышение выхода газового бензина.

На рис. XIII. 9 показана технологическая схема одного из вариантов низкотемпературной сепарации [XIII. 5]. Поток газа высокого давления из скважины поступает в змеевиковый теплообменник, находящийся внизу низкотемпературного сепаратора, где происходит

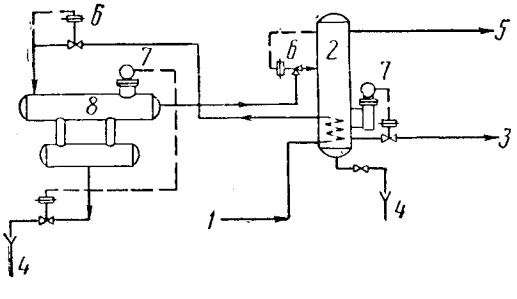


Рис. XIII. 9. Технологическая схема низкотемпературной сепарации [XIII. 5].

1 — газ высокого давления из скважины; *2* — сепаратор; *3* — конденсат на стабилизацию; *4* — вода; *5* — сухой газ в газопровод; *6* — регулятор давления; *7* — регулятор уровня жидкости; *8* — отбойник свободной воды.

теплообмен между газом и твердыми гидратами и холодной жидкостью. Затем охлажденный газовый поток проходит через теплообменник, где он подвергается дальнейшему охлаждению (если это возможно с точки зрения гидратообразования) путем противоточного теплообмена с холодным газом из низкотемпературного сепаратора. Вода, сконденсировавшаяся в процессе охлаждения, удаляется в водоотделителе. Из водоотделителя поток проходит через дроссельный штуцер сепаратора, где происходит расширение газа. Газ, освобожденный в сепараторе от жидкости и твердых частиц, выходит сверху. Специальный регулятор температуры обеспечивает отвод части холодного и осушенного газа, помимо теплообменника, если охлаждение газа в сепараторе превышает технологически необходимое. Жидкий конденсат и воду удаляют через самостоятельные выпускные отверстия в днище сепаратора. Жидкие углеводороды можно направить в резервуары.

Рекордс и Сили (Records and Seely) описали работу сепаратора, в котором образуются гидраты при расширении газа (рис. XIII. 10). Перепад температуры газа

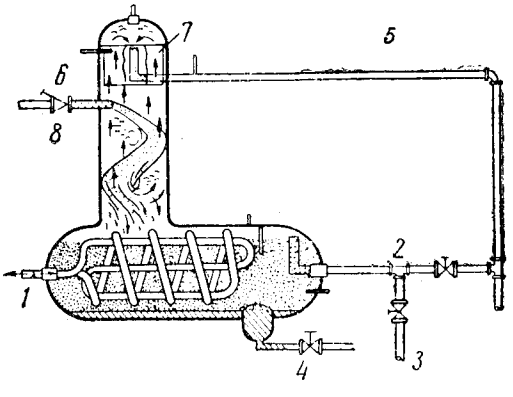


Рис. XIII. 10. Низкотемпературный сепаратор [V. 66].

1 — поток из скважины; *2* — выпуск конденсата; *3* — в резервуар; *4* — выпуск воды; *5* — выпуск газа; *6* — регулируемый штуцер; *7* — каплеотбойник; *8* — вход газа.

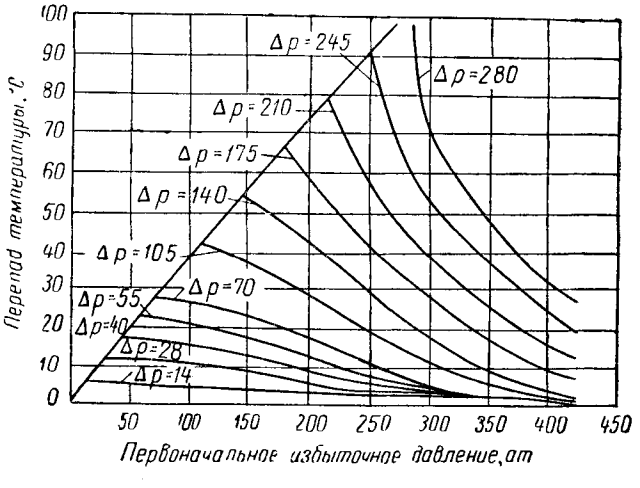


Рис. XIII. 11. Перепад температуры, сопровождающий перепад давления при расширении природного газа относительного удельного веса 0,64.

$\Delta p = p$ первоначальное $- p$ конечное.

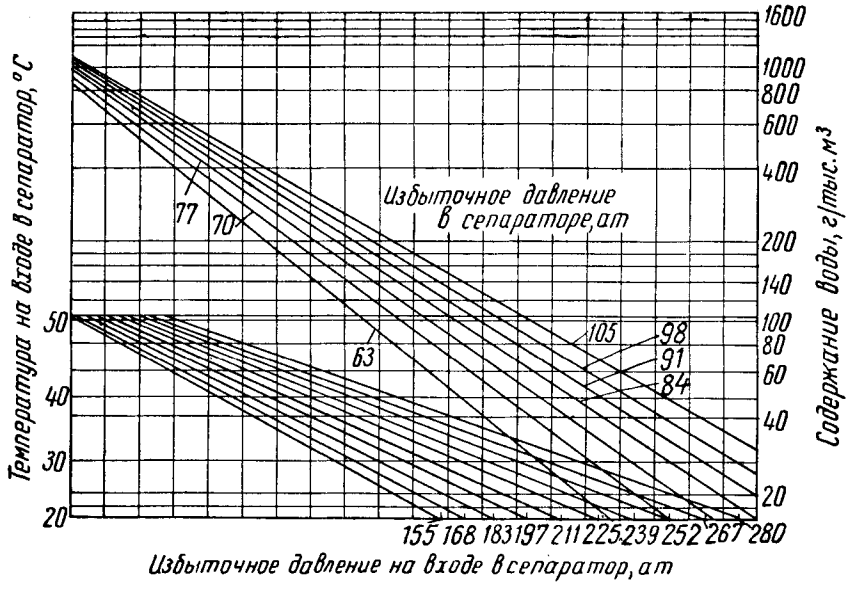


Рис. XIII. 12. Эксплуатационные кривые низкотемпературного дегидратора при работе на газе удельного веса 0,64 [V. 66].

при расширении показан на рис. XIII. 11. График составлен на основе экспериментов с газом, состав которого приведен в табл. XIII. 2а, а кривые влажности — на рис. XIII. 12. Для определения содержания влаги в газе при выходе из низкотемпературного сепаратора гидратов на рис. XIII. 12 находим точку, соответствующую давлению и температуре на входе в сепаратор. Из этой точки проводим вертикальную линию до пересечения с линией, соответствующей давлению на выходе из сепаратора и на правой вертикальной оси находим ответ.

Таблица XIII. 2а

Фракционный состав газа удельного веса 0,64 на устье скважины [V. 66]

Наименование компонентов	Мольная концентрация, %
Двуокись углерода	0,20
Метан	92,80
Этан	3,47
Пропан	1,16
Изобутан	0,39
н-Бутан	0,35
Изопентан	0,14
н-Пентан	0,11
Гексаны и более тяжелые углеводороды	1,38
Всего	100,00

Например, газ, выходящий из скважины с давлением в 211 *ат* и температурой 38° С, при абсолютном давлении в сепараторе 70 *ат* будет содержать воды 0,15 *г/м*³ газа.

Температуры точек росы по воде ниже температуры в сепараторе, так как точка росы для воды является метастабильным равновесием системы «вода — газ», а не системы «газ — гидрат» (см. гл. V).

Технические условия на газ, транспортируемый по газопроводам, допускает содержание воды 0,095—0,128 *г* на 1 *м*³ газа при 15,5° С и 1,03 *ат*. При достаточно высоком давлении газа на устье скважины можно установить такие технологические условия сепарации, которые обеспечат выполнение этого требования по влажности газа. Процесс низкотемпературной осушки непрерывный и ограничивается лишь доступным перепадом давления. Однако в работе установки низкотемпературной сепарации могут возникнуть перебои вследствие парафинообразования.

Кемпбелл (Campbell) [XIII. 6] дает следующие рекомендации применения процессов низкотемпературной сепарации при использовании в нем охлаждения за счет расширения потока.

Рекомендуемая область применения — в тех случаях, где перепад давления обеспечивает не меньшее снижение температуры точки росы, чем при других методах осушки. Необходимый перепад составляет обычно около 105 *кГ/см*². При введении в схему установки необходимых теплообменников процесс можно вести в широком интервале температур.

Преимущества

I. Если схема переработки предусматривает низкотемпературную сепарацию, основанную на дросселировании давления, то эта схема является самой дешевой.

2. Увеличивается выход конденсата из природных газов.

3. При достаточном перепаде давления обеспечиваются низкие температуры точки росы.

4. Обеспечивается простое автоматическое регулирование процесса при минимальном обслуживании.

Недостатки

1. Процесс применим лишь в тех случаях, когда возможен большой перепад давления.

2. Эффективность процесса уменьшается при снижении давления газа. В этом случае потребуется установка дополнительного оборудования, работающего по иному принципу.

3. Хрупкость малоуглеродистой стали и опасность разрывов оборудования, работающего при температуре ниже —29° С.

4. Необходимость в некоторых случаях тщательного контроля с целью предотвращения гидратообразования перед низкотемпературным сепаратором.

Низкотемпературная сепарация, если она применяется лишь для осушки газа, как правило, не может быть оправдана.

3. НИЗКОТЕМПЕРАТУРНАЯ СЕПАРАЦИЯ С ПРИМЕНЕНИЕМ ДИЭТИЛЕНГЛИКОЛЯ

Процесс низкотемпературной сепарации, рассмотренный в предыдущем разделе, может быть также осуществим с применением инжекции в поток газа непосредственно перед теплообменником 70—80%-ного (по весу) раствора диэтиленгликоля. Этот технологический вариант применим в тех случаях, когда можно ожидать значительных колебаний давления в скважине и при давлении, недостаточно высоком, чтобы обеспечить необходимую осушку газа путем одного лишь охлаждения. Схема процесса с применением инжекции гликоля показана на рис. XIII. 13 [XIII. 6].

Она отличается от схемы, рассмотренной выше, тем, что инжекция гликоля в поток газа происходит после водоотделителя. Кроме того, вводится дополнительный сепаратор для отделения гликоля — конденсата и предусматривается регенерация диэтиленгликоля. Теплообменник обычно располагают непосредственно перед сепаратором, предназначенным для отделения гликоля от конденсата, благодаря чему сепарацию можно осуществлять при температуре около 21° С, получая сравнительно стабильный конденсат.

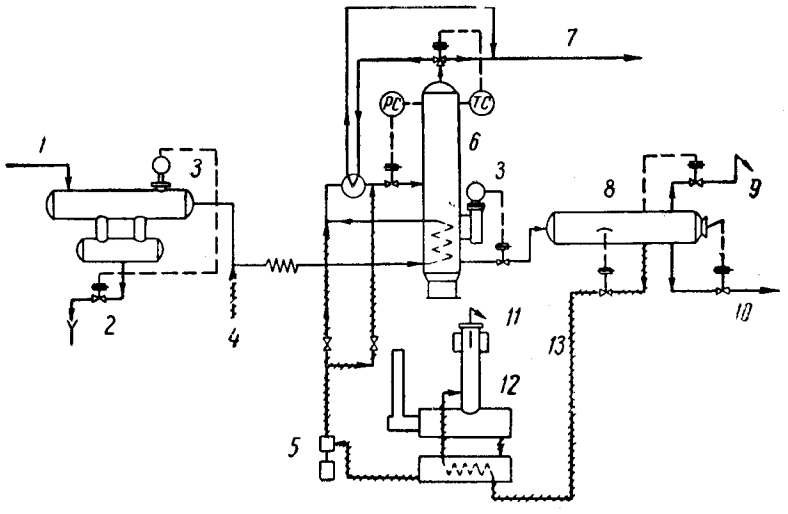


Рис. XIII. 13. Технологическая схема процесса низкотемпературной сепарации с инжекцией гликоля [XIII. 6].

1 — газ высокого давления из скважины; *2* — водоотбойный сепаратор (близ скважины); *3* — регулятор уровня; *4* — необязательная инжекция гликоля; *5* — насос для подачи гликоля; *6* — сепаратор высокого давления; *7* — сухой газ в трубопровод; *8* — сепаратор низкого давления; *9* — свеча; *10* — конденсат в резервуар; *11* — вода; *12* — регенерация гликоля; *13* — гликоль.

Потребное количество гликоля зависит от влажности сырого газа, перепада давления и требуемой техническими условиями степени осушки газа. При выборе поглотителя необходимо учесть и такой фактор, как потери гликоля вследствие его испарения и растворения в жидких углеводородах.

Величина потерь гликоля вследствие испарения [XIII. 29, XIII. 32] и растворения изучена. При наличии в газе жидких углеводородов в качестве поглотителя чаще всего применяют диэтиленгликоль, отличающийся сравнительно низкой упругостью паров и небольшой растворимостью в конденсате. Процесс осушки больших объемов газа и экономические показатели различных методов осушки будут рассмотрены в разделе, посвященном осушке газа. Кемпбелл [XIII. 6] дает следующую общую характеристику системы низкотемпературной сепарации с инжекцией гликоля.

Расход гликоля

Обычно 2,6—5,3 *л* гликоля на 100 000 $м^3$ газа в час.

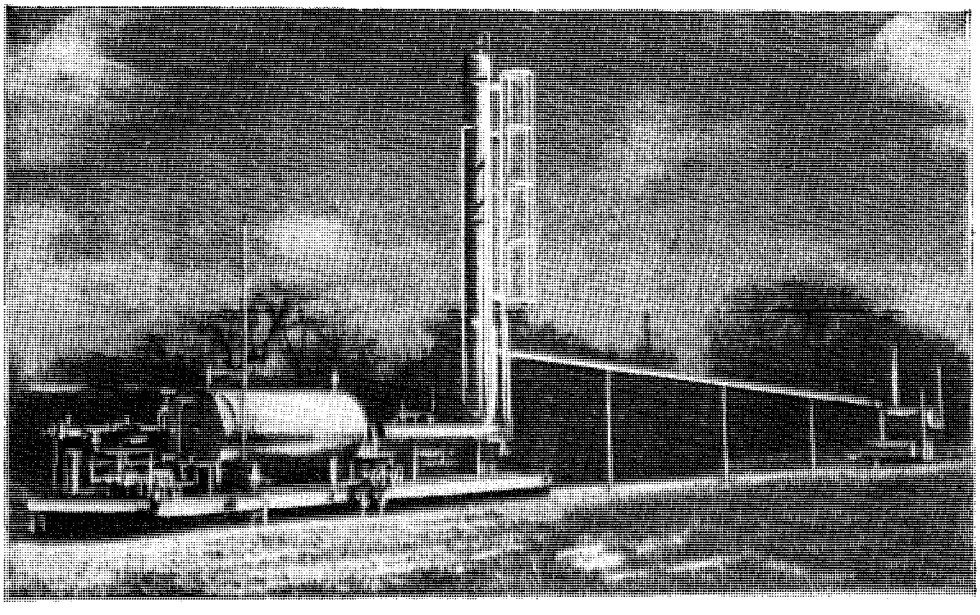


Рис. XIII. 13а. Промысловая низкотемпературная сепарационная установка.

Рекомендуемый тип гликоля

70—85%-ный раствор диэтиленгликоля. При использовании такого раствора содержание гликоля в извлеченной углеводородной жидкости теоретически не должно превышать 0,04% по весу.

Преимущества

1. Процесс эффективен при меньшем перепаде давления, поскольку обеспечивается более значительное снижение температуры точки росы, чем при одном лишь охлаждении за счет перепада давления.
2. Возможность получения высокого выхода конденсата из природного газа.
3. Компактность установки.
4. Более дешевая стабилизация полученных жидких углеводородов.
5. При пропускной способности установки выше 48 000 *м³/сутки* первоначальная стоимость ее ниже соответствующего показателя для установки низкотемпературной сепарации, работающей без инжекции гликоля.

Недостатки

1. При пропускной способности менее 48 000 *м³/сутки* первоначальная стоимость установки выше соответствующего показателя для установки низкотемпературной сепарации без инжекции гликоля.
2. Повышенные эксплуатационные расходы и ремонтные работы.
3. Необходимость регенерации и возврата раствора гликоля к пункту инжекции. Общее количество раствора, однако, невелико.

§ 2. АБСОРБЦИЯ И ДЕСОРБЦИЯ

На многих промыслах давление добываемого газа недостаточно для того, чтобы организовать выделение углеводородов и осушку сепараторами у скважин. В то же время содержание пропана и бутана в этих газах может быть достаточно высоким, чтобы оправдать затраты на их извлечение. Эти газы поступают обычно на газобензиновые заводы, где их перерабатывают, отбирая из них жидкие углеводороды. Основной производственной установкой газобензинового завода является масляная абсорбция, с помощью которой из газа извлекаются желательные компоненты.

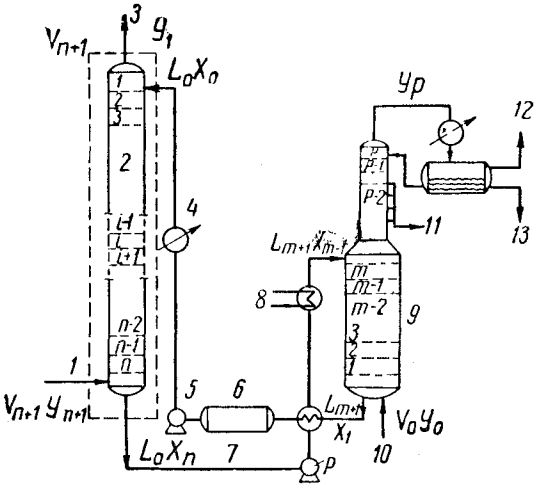


Рис. XIII. 14. Технологическая схема абсорбции и десорбции.

1 — сырой газ; *2* — абсорбер; *3* — выход газа; *4* — холодильник; *5* — насос; *6* — тощее масло; *7* — насыщенное масло; *8* — нагреватель; *9* — выпарная колонна; *10* — пар; *11* — отвод воды; *12* — газ, возвращаемый на переработку; *13* — сырой бензин на стабилизацию.

Абсорбционно-десорбционный цикл улавливания жидких углеводородных газов и газового бензина (рис. XIII. 14) нашел широкое применение в промышленности. При этом целевые компоненты поглощаются из газа в абсорбере абсорбентом и затем выделяются из него в десорбере.

Абсорбция — это противоточное многоступенчатое контактирование потоков газа и жидкого поглотителя (обычно в колоннах с колпачковыми тарелками). Процесс абсорбции основывается на том физическом явлении, что различные газы обладают различной растворимостью в жидкостях. Поэтому в абсорбере необходим тесный контакт между фазами, что обеспечивается многократным барботированием газа через жидкость на тарелках абсорбера.

Основные затруднения этого процесса обусловлены присутствием в насыщенном абсорбенте метана и этана, полное отделение которых от углеводородов, получаемых в виде жидких продуктов, сравнительно сложно.

Абсорбция применяется для выделения тяжелых фракций газа и осушки его от влаги без снижения температуры с таким расчетом, чтобы была достигнута требуемая точка росы. Обычно для получения газового бензина в качестве абсорбента используют фракцию газойля, выкипающую в сравнительно узком интервале (205—315° С).

Для газа данного состава поглощенная сорбентом молярная доля каждого компонента, первоначально присутствовавшего в сыром газе, зависит от равновесного фазового отношения между компонентами газа и поглощающим маслом, от соотношения между расходом жидкости и расходом газа и от числа ступеней равновесного контакта. Равновесное фазовое отношение в свою очередь зависит в основном от температуры и давления, но также и от фракционного состава фаз и содержания ароматики в сорбенте [VI. 31].

После поглощения легкие углеводороды выделяются из абсорбента путем десорбции или выпаривания.

На рис. XIII. 14 показан цикл абсорбции — десорбции и даны обозначения, которые будут применяться при дальнейшем рассмотрении этого вопроса. Приведенные на схеме цифры означают равновесные или идеальные теоретические тарелки, а не фактическое число тарелок в колонне.

Равновесная или идеальная ступень — это воображаемая тарелка, выходящие из которой газы находятся в равновесии с покидающей ее жидкостью.

Десорбция углеводородов облегчается при низких давлениях и высоких температурах и впуске острого пара в нижнюю часть выпарной колонны. Равновесные фазовые соотношения показывают, что низкое давление и высокая температура уменьшают растворимость легких углеводородов в сорбенте. Пар служит для снижения парционального давления легких углеводородов в газовой фазе, что равнозначно снижению рабочего давления на этапе десорбции.

В следующем разделе описано несколько методов расчета абсорбционных и десорбционных колонн в порядке увеличения их точности и объясняется причина того, что более простые методы расчета оказываются бессильными точно предсказать абсорбцию и десорбцию, имеющую место в фактических рабочих условиях. Все вычисления основываются на концепции теоретической тарелки, которую следует отличать от фактической контактной ступени (тарелки). Эта концепция позволяет использовать константы равновесия, рассмотренные в главе VI.

Как уже указывалось, десорбция является процессом, в основном противоположным абсорбции. Для уменьшения потерь сорбента с отдельным продуктом в выпарной колонне применяется орошение (рис. XIII. 14). В некотором отношении работа абсорбера и работа десорбера в достаточной мере сходны, что позволяет параллельное аналитическое рассмотрение обеих колонн.

1. РАСЧЕТ КОЭФФИЦИЕНТА ИЗВЛЕЧЕНИЯ ПО МЕТОДУ КРЕМСЕРА — БРАУНА (Kremser — Brown)

Кремсер [XIII. 26] модифицировал метод теоретического анализа процесса абсорбции Соудерса и Брауна (Souders and Brown) [XIII. 38, XIII. 4]. В соответствии с этим аналитическим методом доля поглощенного или десорбированного компонента рассматривается в зависимости от числа равновесных тарелок (или ступеней), соотношения жидкость — газ и константы равновесия этого компонента. Влияние давления, температуры и состава газовой и жидкой фаз на константы равновесия были рассмотрены в предшествовавшей главе.

Ниже выводятся модификация Кремсера расчета, предложенного Соудерсом и Брауном [VII. 9, XIII. 12].

Материальный баланс по любой тарелке i абсорбера с числом тарелок n выражается уравнением

$$L_0 (X_i - X_{i-1}) = V_{n+1} (Y_{n+1} - Y_i), \quad \text{(XIII. 1)}$$

где L_0 — число молей свежего абсорбента, поступающего в абсорбер; V_{n+1} — число молей сырого газа, поступающего в абсорбер; x_i — число молей компонента в жидкости, покидающей тарелку i, на 1 *моль* свежего абсорбента, поступающего в абсорбер; Y — число молей компонента в паре, покидающем тарелку i, на 1 *моль* сырого газа, поступающего в абсорбер; x_{i-1} — число молей компонента в жидкости, поступающей на тарелку i, на 1 *моль* свежего абсорбента, поступающего в абсорбер; V_{i+1} — число молей компонента в паре, покидающем тарелку $i+1$ (или поступающем в тарелку i), на 1 *моль* сырого газа, поступающего в абсорбер.

Действительные молярные доли пара и жидкости, покидающих тарелку i, равны соответственно

$$y_i = \frac{Y_i V_{n+1}}{V_i}, \quad \text{(XIII. 2)}$$

$$x_i = \frac{X_i L_0}{L_i}, \quad \text{(XIII. 3)}$$

где y_i — молярная доля компонента в паре, покидающем тарелку i; x_i — молярная доля компонента в жидкости, покидающей тарелку i; V_i — число молей пара, покидающего тарелку i; L_i — число молей жидкости, покидающей тарелку i.

Вводим константу равновесия K_i:

$$y_i = K_i x_i \quad \text{(XIII. 4)}$$

и из уравнений (XIII. 2) и (XIII. 3) получаем

$$Y_i = K_i \frac{L_0}{L_i} \frac{Y_i}{V_{n+1}} X_i. \quad \text{(XIII. 5)}$$

Подставляя в уравнение (XIII.1) для X_i и X_{i-1} значения, полученные по уравнению (XIII. 5), находим

$$Y_i = \frac{Y_{i+1} + (L_{i-1}/K_{i-1}V_{i-1}) Y_{i-1}}{1 + L_i/K_i V_i}. \quad \text{(XIII. 6)}$$

Коэффициент поглощения (абсорбционный фактор) A_i определяется как

$$A_i = \frac{L_i}{K_i V_i}; \quad A_{i-1} = \frac{L_{i-1}}{K_{i-1} V_{i-1}}. \quad \text{(XIII. 7)}$$

Подставляем (XIII. 7) в (XIII. 6), получаем

$$Y_i = \frac{Y_{i+1} + A_{i-1} Y_{i-1}}{1 + A_i}. \quad \text{(XIII. 8)}$$

Для однотарелочного абсорбера ($i = 1$) уравнение (XIII. 8) приобретает следующий вид:

$$Y_1 = \frac{Y_2 + A_0 Y_0}{1 + A_1}, \quad \text{(XIII. 9)}$$

где Y_2 — число молей компонента в поступающем сыром газе на 1 *моль* поступающего сырого газа; Y_0 — число молей компонента в газе, находящемся в равновесии с поступающим свежим абсорбентом, на 1 *моль* поступающего сырого газа: $Y_0 = 0$ для всех компонентов, отсутствующих в свежем сорбенте; A_0, A_1 — коэффициенты поглощения для теоретических тарелок при $i = 0$ и $i = 1$ соответственно.

Подставляя в уравнение (XIII. 5.) $i = 0$, получаем

$$Y_0 = K_0 \frac{L_0}{L_0} \frac{V_0}{V_{n+1}} X_0. \quad \text{(XIII. 10)}$$

или

$$A_0 Y_0 = \frac{L_0 X_0}{V_{n+1}}. \quad \text{(XIII. 11)}$$

Используем уравнение (XIII. 11) для исключения $A_0 Y_0$ из уравнения (XIII. 9). Тогда

$$Y_1 = \frac{Y_2 + L_0 X_0 / V_{n+1}}{1 + A_1}. \quad \text{(XIII. 12)}$$

Пары, выходящие из второй тарелки, можно определить с помощью уравнения (XIII. 8):

$$Y_2 = \frac{Y_3 + A_1 Y_1}{1 + A_2}. \quad \text{(XIII. 13)}$$

Исключая Y_1 и находя Y_2 по уравнениям (XIII. 12) и (XIII. 13), распространяем уравнение (XIII. 9) на двухтарелочный абсорбер:

$$Y_2 = \frac{(A_1 + 1) Y_3 + A_1 L_0 X_0 / V_{n+1}}{A_1 A_2 + A_2 + 1}. \quad \text{(XIII. 14)}$$

Точно так же получаем для трехтарелочного абсорбера

$$Y_3 = \frac{(A_1 A_2 + A_2 + 1) Y_4 + A_1 A_2 L_0 X_0 / V_{n+1}}{A_1 A_2 A_3 + A_2 A_3 + A_3 + 1}. \quad \text{(XIII. 15)}$$

Зависимость между содержанием данного компонента в газовой фазе, уходящей с n-й тарелки, коэффициентом поглощения этого компонента на каждой тарелке, количество свежего сорбента, содержанием данного компонента в свежем сорбенте, и количеством сырого газа может быть представлена соотношением

$$Y_n = \frac{(A_1A_2A_3\ldots A_{n-1} + A_2A_3\ldots A_{n-1} + \ldots + A_{n-1} + 1)\,Y_{n+1} + A_1A_2\ldots A_{n-1}L_0X_0/V_{n+1}}{A_1A_2A_3\ldots A_n + A_2A_3\ldots A_n + \ldots + A_n + 1}. \quad \text{(XIII. 16)}$$

Так как удобнее сопоставлять между собой составы пара вне абсорбера, объединяем уравнение

$$L_0(X_n - X_0) = V_{n+1}(Y_{n+1} - Y_1) \quad \text{(XIII. 16а)}$$

с уравнением

$$X_n = \frac{L_nV_{n+1}}{K_nL_0V_n}Y_n \quad \text{(XIII. 16б)}$$

и получаем

$$Y_n = \frac{Y_{n+1} - Y_1 + L_0X_0/V_{n+1}}{A_n}. \quad \text{(XIII. 17)}$$

Используем уравнение (XIII. 17) для исключения Y_n в уравнении (XIII. 16) и вводим конечный состав Y_{n+1}. Тогда

$$\frac{Y_{n+1} - Y_1}{Y_{n+1}} = \frac{A_1A_2A_3\ldots A_n + A_2A_3\ldots A_n + \ldots + A_n + 1}{A_1A_2A_3\ldots A_n + A_2A_3\ldots A_n + \ldots + A_n + 1} - \left(\frac{L_0X_0}{V_{n+1}Y_{n+1}}\right) \times \left(\frac{A_2A_3\ldots A_n + A_3A_4\ldots A_n + \ldots + A_n + 1}{A_1A_2A_3\ldots A_n + A_2A_3\ldots A_n + \ldots + A_n + 1}\right). \quad \text{(XIII. 18)}$$

Следует отметить, что левый член уравнения (XIII. 18) выражает долю компонента в сыром газе, которая будет поглощена, если свежий сорбент абсолютно лишен этого компонента. Соответствующее уравнение для десорбции можно написать так:

$$\frac{X_{m+1} - X_1}{X_{m+1}} = \frac{S_1S_2S_3\ldots S_m + S_2S_3\ldots S_m + \ldots + S_m + 1}{S_1S_2S_3\ldots S_m + S_2S_3\ldots S_m + \ldots + S_m + 1} - \left(\frac{V_0Y_0}{L_{m+1}X_{m+1}}\right) \times \left(\frac{S_2S_3\ldots S_m + S_3\ldots S_m + \ldots + S_m + 1}{S_1S_2S_3\ldots S_m + S_2S_3\ldots S_m + \ldots + S_m + 1}\right), \quad \text{(XIII. 19)}$$

где S — коэффициент отпаривания (фактор десорбции) выражается как

$$S_I = \frac{K_IV_I}{L_I}, \quad \text{(XIII. 20)}$$

X_1 — число молей компонента в отпаренном тощем абсорбенте, выходящем снизу выпарной колонны, на 1 *моль* насыщенного сорбента, поступающего в выпарную колонну; X_{m+1} — число молей компонента в насыщенном абсорбенте, поступающем в выпарную колонну, на 1 *моль* насыщенного абсорбента, поступающего в выпарную колонну; L_{m+1} — число молей насыщенного абсорбента, поступающего в выпарную колонну; V_0 — число молей десорбирующего агента, обычно водяного пара, поступающего в выпарную колонну; Y_0 — число молей компонента в десорбирующем агенте на 1 *моль* десорбирующего агента, поступающего в выпарную колонну.

Уравнения (XIII. 18) и (XIII. 19) требуют упрощения.

Для упрощения уравнения (XIII. 18) принимаем абсорбционный фактор для каждой тарелки постоянным и равным средней величине A. В этих условиях поскольку

$$\frac{Y_{n+1} - Y_1}{Y_{n+1}} = \frac{A^{n+1} - A}{A^{n+1} - 1} - \frac{Y_0}{Y_{n+1}}\,\frac{A^{n+1} - A}{A^{n+1} - 1} \quad \text{(XIII. 21)}$$

$$\frac{A^{n+1} - A}{A - 1} = A^n + A^{n-1} + \ldots + A^2 + A, \quad \text{(XIII. 22)}$$

и

$$\frac{A^{n+1} - 1}{A - 1} = A^n + A^{n+1} + \ldots + A^2 + A + 1. \quad \text{(XIII. 23)}$$

После преобразования получим

$$\frac{Y_{n+1} - Y_1}{Y_{n+1} - Y_0} = \frac{A^{n+1} - A}{A^{n+1} - 1}, \quad \text{(XIII. 24)}$$

где A — средний абсорбционный фактор; Y и Y_{n+1} были определены ранее; Y_0 — число молей компонента в паре, находящемся в равновесии с тощим абсорбентом, на 1 *моль* поступающего сырого газа; n — число теоретических тарелок в абсорбере.

Так как $Y_{n+1} - Y_1$ равно числу молей поглощенного компонента на 1 *моль* поступившего газа и $Y_{n+1} - Y_0$ равно числу молей, которое было бы поглощено, если бы можно было привести выходящий газ в равновесие с поступающей жидкостью, левая часть уравнения (XIII. 24) выражает долю компонента, поглощенную при прохождении через абсорбер с числом тарелок n.

Соответствующее уравнение для десорбционной секции выпарной колонны составляет

$$\frac{X_{m+1} - X_1}{X_{m+1} - X_0} = \frac{S^{m+1} - S}{S^{m+1} - 1}. \quad \text{(XIII. 25)}$$

где S — средний фактор десорбции, равный KV/L; X_1, X_{m+1} были определены ранее; X_0 — число молей компонента в жидкости, находящейся в равновесии с десорбирующим агентом, на 1 *моль* поступающего насыщенного сорбента; m — число теоретических тарелок в десорбционной секции выпарной колонны.

Решение уравнений (XIII. 24) и (XIII. 25) может быть выполнено графически в виде семейства кривых, приведенных на рис. XIII. 15 и XIII. 16. Преимуществом графического способа Кремсера — Брауна является его простота.

Пример

Из природного газа указанного в таблице состава необходимо абсорбировать углеводороды при абсолютном давлении 14 *ат* и температуре 32,2° С при помощи соляра молекулярного веса 210 и удельного веса 0,8063. Найти количество каждого компонента, которое будет абсорбировано при расходе соляра 2670 *л* на 1000 *м*³ газа, замеренных при 15,5° С и 1,03 *ат* при использовании восьми теоретических тарелок.

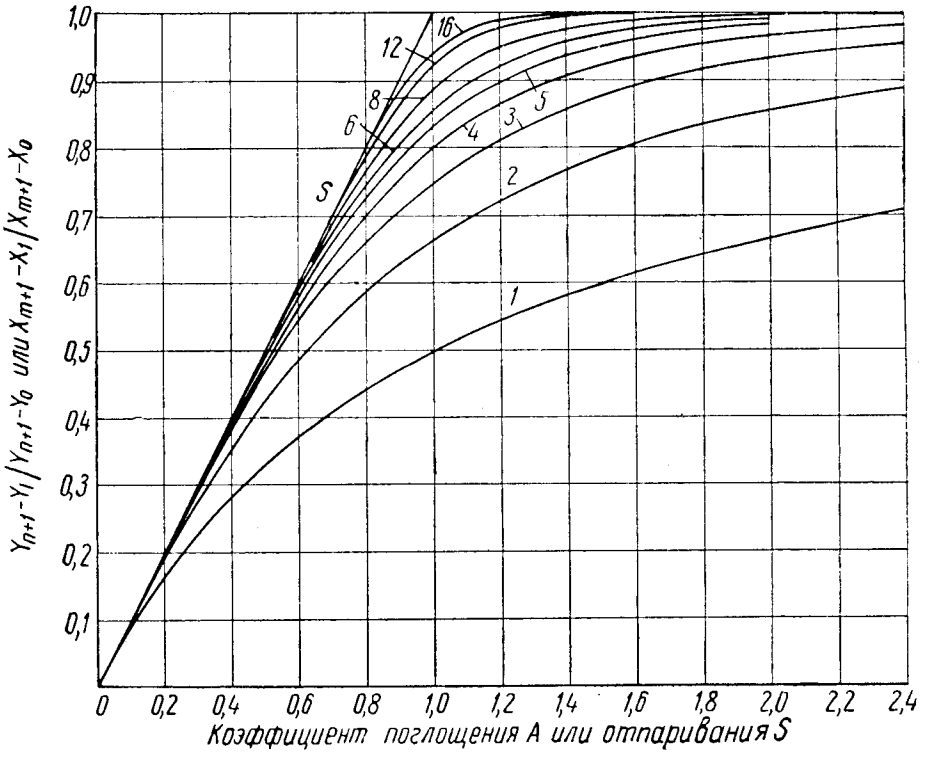


Рис. XIII. 15. Решение уравнения с коэффициентом поглощения (фактором абсорбции) и коэффициентом отпаривания (фактором десорбции) [III. 38].
Цифры на кривых обозначают число теоретических тарелок.

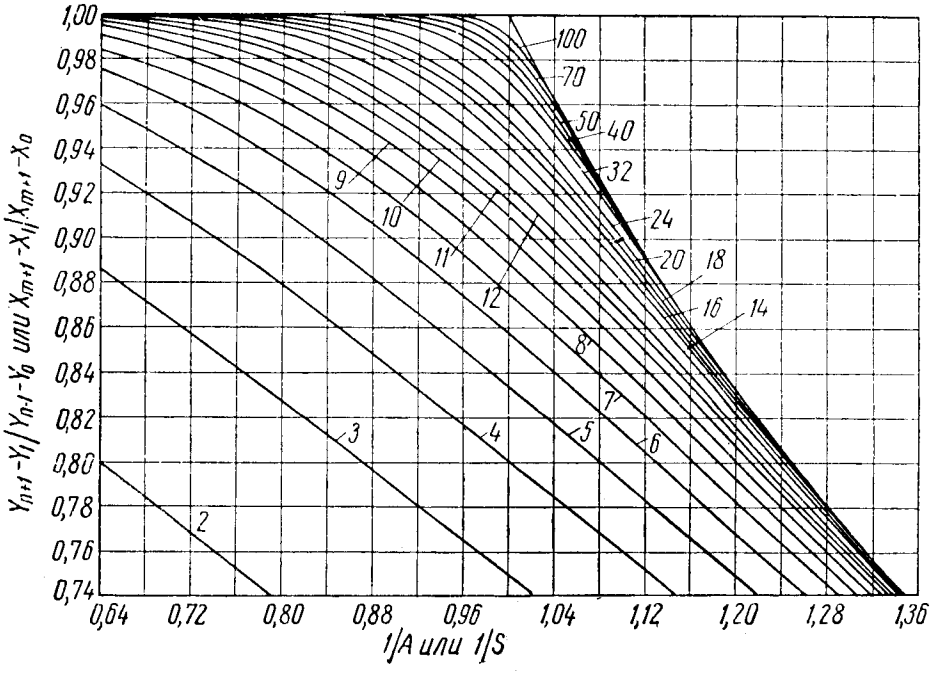


Рис. XIII. 16. Решение уравнения с коэффициентом поглощения и коэффициентом отпаривания [XIII. 4].
Цифры на кривых обозначают число теоретических тарелок.

Решение

Компонент	Мольный состав	K при 33,2° С и 14 абс. *ат*	$A = \frac{0{,}243^*}{K}$	Абсорбировано, %**	*л*/1000 *м*³	
					абсорбировано	остается в газе
Метан	0,8319	18,2	0,0133	1,33		
Этан	0,0848	2,85	0,085	8,5		
Пропан	0,0437	0,85	0,286	28,6	47	116,5
Изобутан . . .	0,0076	0,375	0,648	64	22,0	12,20
н-Бутан . . .	0,0168	0,282	0,861	81	59,0	13,9
Изопентан . .	0,0057	0,131	1,85	99,6	27,7	0,134
н-Пентан . . .	0,0032	0,105	2,31	99,9	15,40	0,000
Гексаны . . .	0,0063	0,038	6,40	99,9+	34,8	0,000

* $A = \frac{L}{KV}$, $L = \frac{2670 \times 0{,}8063}{210} = 10{,}25$ *моль*,

$V = \frac{1000}{23.7} = 42{,}2$ *моль*.

$\frac{L}{V} = 0{,}243$.

** По рис. XIII. 15.

Недостаток этого способа заключается в том, что температура не является постоянной величиной, а L/V колеблется в зависимости от поглощения компонентов жидкой фазой.

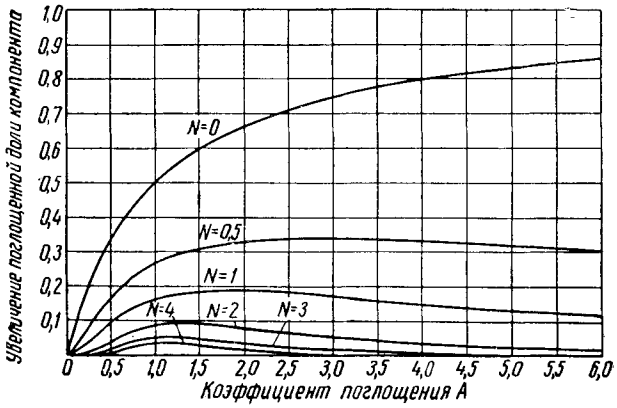


Рис. XIII. 17. Влияние добавления одной теоретической тарелки в абсорбере с n теоретическими тарелками.

Первая производная уравнений (XIII. 24) или (XIII. 25) по n (или m) выражает увеличение абсорбированной (или соответственно десорбированной) доли для данного увеличения числа теоретических тарелок. На рис. XIII. 17 и XIII. 18 показаны кривые зависимости абсорбированной (или десорбированной) доли от коэффициентов A или S. Эти кривые свидетельствуют о наличии относительного максимума для каждого первоначального числа тарелок. Там, где первоначальное число тарелок больше 2, относительный максимум находится близ A (или S), равного 1,0. Как показано на рис. XIII. 18, увеличение числа теоретических тарелок в абсорбере, имеющем уже и без того большое число теоретических тарелок, очень незначительно увеличивает выход целевых компонентов.

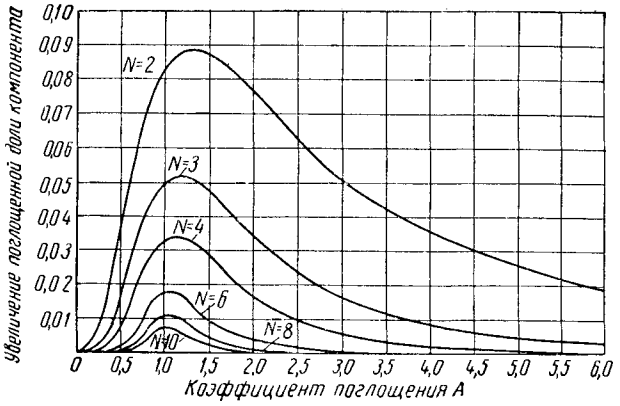


Рис. XIII. 18. Влияние добавления одной теоретической тарелки к абсорберу с n теоретическими тарелками.

Предположение о том, что имеется средняя величина коэффициентов поглощения или отпаривания, дающая точное решение уравнения (XIII. 24), является более серьезным, чем это может показаться на первый взгляд.

Метод Кремсера — Брауна не позволяет вычислить средние коэффициенты сорбции. Кроме того, можно предполагать, что для различных компонентов число теоретических тарелок n различно, поскольку, очевидно, эффективность тарелок для различных компонентов не одинакова [XII. 33].

Метод Кремсера — Брауна весьма точен для таких случаев, при которых соотношение между жидкостью и газом L/V остается по существу постоянным по всей высоте колонны. Это значит, что данный метод больше всего подходит для расчетов абсорбции малорастворимых газов в условиях давления и температуры, при которых уменьшение газовой фазы, а также увеличение жидкой фазы относительно невелики, ибо тогда средний коэффициент поглощения легко определить по количеству и состоянию наружного потока. Средний коэффициент поглощения $(L/KV)_{ср}$ можно вычислить, произведя отдельный подсчет константы равновесия K и соотношения жидкость — газ L/V. Большая часть абсорберов, в которых происходит поглощение углеводородов, имеет температурный профиль, напоминающий показанный на рис. XIII. 19. Форма кривой зависит в основном от количества газа, поглощенного 1 *кг* раствора, и количества скрытой теплоты, воспринятой или потерянной

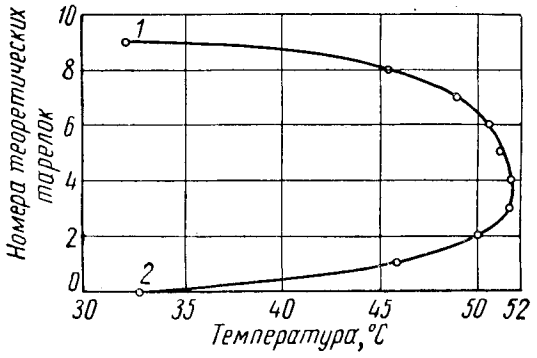


Рис. XIII. 19. Кривая температуры в абсорбере [XIII. 13].

1 — свежий сорбент; *2* — сырой газ.

газовым потоком. Как показывает корреляция, рис. XIII. 20 применим к абсорберам низкого (меньше 10,5 *кГ/см²*) давления, в которых производится извлечение легких углеводородов.

Однако в абсорбере высокого давления, обеспечивающем значительно бо́льшую абсорбцию, повышение температуры вследствие существенного снижения теплоты абсорбции по мере увеличения давления может быть не так велико [XIII. 37]. Неизотермическое состояние, возникающее вследствие теплоты абсорбции, может привести к перемене направления массообмена и вызвать где-то в колонне вместо абсорбции десорбцию.

На рис. XIII. 21 показана зависимость числа теоретических тарелок от величины обратной константе равновесия $1/K$, L/V, и от коэффициента поглощения — для такой же колонны, что и на рис. XIII. 19. Мы видим, что кривая поглощения имеет по меньшей мере такой же характер, что и кривые для $1/K$ или L/V, поскольку первая кривая является продуктом двух последних.

Уравнения Кремсера — Брауна можно решить методом последовательных приближений с учетом колебания температуры и изменения L/V. Отдельные этапы вычисления общего числа молей легких углеводородов, поглощенных на данном числе теоретических тарелок, перечислены ниже. При этом эффективность всех тарелок принята одинаковой, абсорбент — соляр — полностью десорбированным, а поглощенная доля ключевого компонента и расход газа при определенной температуре и давлении известны.

1. От точки, соответствующей поглощенной доле ключевого компонента, на оси ординат на рис. XIII. 15 или XIII. 16 проводим горизонтальную линию до пересечения с линией данного числа теоретических тарелок.

2. Узнаем необходимый коэффициент поглощения для ключевого компонента.

3. По вычисленной температуре определяем константу равновесия K ключевого компонента.

4. Вычисляем по этой константе равновесия K и A ключевого компонента L/V.

5. Используя соотношение L/V и константы равновесия прочих компонентов, определяем поглощенную долю этих компонентов по рис. XIII. 15 или XIII. 16.

6. Умножение поглощенной доли на число молей каждого компонента в поступающем в абсорбер газе дает число поглощенных молей каждого компонента.

7. Определяем общее число поглощенных молей газа. Находим новую температуру по рис. XIII. 20.

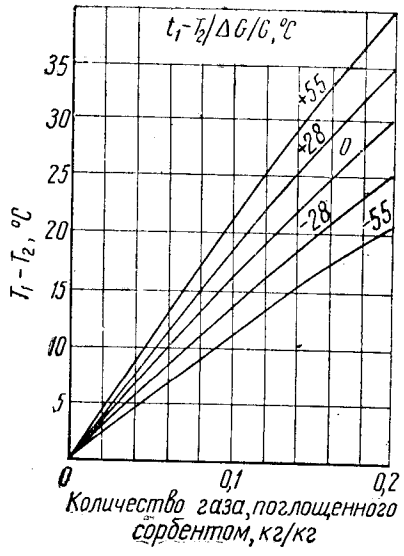


Рис. XIII. 20. Повышение температуры вследствие поглощения легких углеводородов при давлении до 10,5 *кГ/см²* [XIII. 37].

t — температура пара на выходе из колонны; T_1 — температура жидкости на выходе; T_2 — температура жидкости на входе; $\Delta G/G$ — количество *кг* абсорбированного пара на 1 *кг* поступающего пара.

8. Используя коэффициент поглощения ключевого компонента и его константу равновесия K, пересчитанные на новую температуру, вычисляем соотношение L/V для ключевого компонента и получаем новые константы равновесия K и коэффициенты поглощения для остальных компонентов.

9. Уточняем количество поглощенных прочих компонентов на основе пересчитанных коэффициентов поглощения.

10. Повторяем вычисления, пока величины, выражающие повышение температуры и количество поглощенных компонентов, не будут совпадать при двух последующих расчетах.

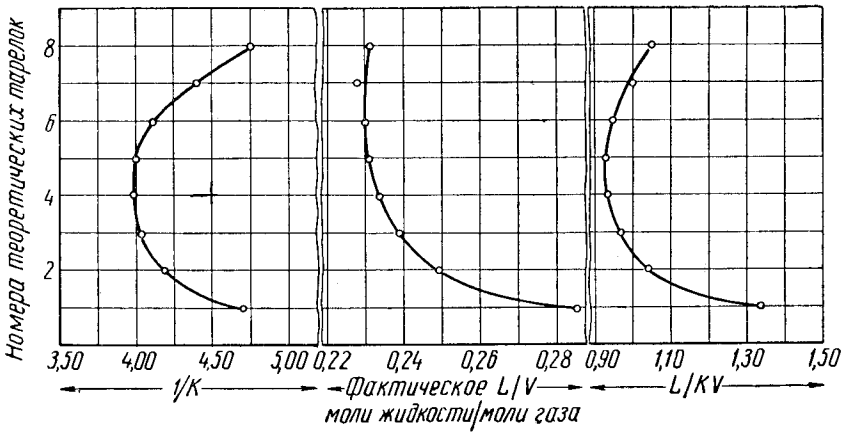


Рис. XIII. 21. Изменения параметров в абсорбере при давлении 28 *кГ/см²* [XIII. 18].

K — константа равновесия; L/KV — коэффициент поглощения.

2. ГРАФИЧЕСКИЙ МЕТОД РАСЧЕТА АБСОРБЦИИ И ДЕСОРБЦИИ ПО ЛЮИСУ — ШЕРВУДУ

Чтобы наглядно показать отношение одного компонента к другим, остановимся на методе графического расчета абсорберов, предложенном Люисом и модифицированном Шервудом [XIII. 37]. Этот метод позволяет также определить массообмен, происходящий по высоте абсорбера.

Аналитические уравнения, определяющие характер графических построений, рассматриваются ниже. Уравнение (XIII. 1) можно представить следующим образом:

$$Y_{i+1} - Y_i = \frac{L_0}{V_{n+1}} (X_i - X_{i-1}). \quad \text{(XIII. 26)}$$

Его можно интерпретировать как уравнение прямой, в котором показатели концентрации вычисляются по характеристике наружных потоков. Таким образом, на графиках все рабочие линии величин концентрации равновесных потоков, контактирующих друг с другом, являются прямыми линиями, поскольку они имеют одинаковый наклон L_0/V_{n+1}, который остается неизменным до тех пор, пока не меняется соотношение между свежим абсорбентом и сырым газом.

Для данного компонента *а* истинная мольная доля на тарелке *i* выражается как

$$(y_a)_i = \left(\frac{v_a}{v_a + v_b + v_c + \ldots}\right)_i, \quad \text{(XIII. 27)}$$

где v_a — число молей компонента *а* в паре, покидающем тарелку (в данном случае тарелку *i*); $v_a + v_b + \ldots$ — общее число молей пара, покидающего тарелку (в данном случае тарелку *i*).

Разделив числитель и знаменатель уравнения (XIII. 27) на V_{n+1}, получаем

$$(y_a)_i = \left(\frac{\frac{v_a}{V_{n+1}}}{\frac{v_a}{V_{n+1}} + \frac{v_b}{V_{n+1}} + \frac{v_c}{V_{n+1}} + \ldots}\right)_i, \quad \text{(XIII. 28)}$$

$$(y_a)_i = \frac{(Y_a)_i}{\Sigma Y_i}. \quad \text{(XIII. 29)}$$

Аналогичное выражение для жидкости x_i, покидающей тарелку *i*, можно получить, написав

$$(x_a)_i = \left(\frac{l_a}{L_0 + l_a + l_b + l_c + \ldots}\right)_i; \quad \text{(XIII. 30)}$$

$$(x_a)_i = \left(\frac{l_a/L_0}{L_0/L_0 + l_a/L_0 + l_b/L_0 + l_c/L_0 + \ldots}\right), \quad \text{(XIII. 31)}$$

где l_a — число молей жидкости *а*, покидающей тарелку (в данном случае тарелку *i*); $l_a + l_b + \ldots$ — общее число молей поглощенных углеводородов, покидающих тарелку (в данном случае тарелку *i*); L_0 – число молей свежего сорбента, поступающего в абсорбер, принимаемое за постоянное по всей колонне.

В сокращенном виде

$$(x_a)_i = \frac{(X_a)_i}{1 + \Sigma X_i}. \quad \text{(XIII. 32)}$$

Объединяя уравнения (XIII. 29) и (XIII. 32) с определением константы равновесия, получаем

$$\frac{(y_a)_i}{(x_a)_i} = (K_a)_i. \quad \text{(XIII. 33)}$$

Окончательный вид, который примет уравнение для линии равновесия, это

$$\frac{Y}{X} = \frac{K\Sigma Y}{1 + \Sigma X}, \quad \text{(XIII. 34)}$$

где ΣY — сумма всех величин Y_i для компонентов, находящихся в паровой фазе; ΣX — сумма всех величин X_i для поглощенных компонентов, находящихся в жидкой фазе.

Аналогичные рассуждения дают следующее уравнение линии равновесия во время десорбции:

$$Y = KX \frac{1 + \Sigma Y}{1 + \Sigma X}. \quad \text{(XIII. 35)}$$

Легко увидеть, что уравнение кривой равновесия приобретает значительно более сложный вид, чем когда оно выражено в мольных долях. Уравнение (XIII. 34) на модифицированной системе координат упрощается до прямолинейного, когда

$$\Sigma Y \to 1.0, \quad \text{(XIII. 36a)}$$

$$\Sigma X \to 0. \quad \text{(XIII. 36b)}$$

Условие (XIII. 36a) выполняется при очень незначительной усадке газовой фазы, а (XIII. 36b), когда концентрация растворенного компонента в жидкой фазе невелика. Установлено, что эти условия имеют место при абсорбции малорастворимых газов и верхней части абсорбера или в той части десорбера, где происходит по существу полная десорбция.

Рис. XIII. 22 схематически иллюстрирует применение метода Люиса — Шервуда к абсорбции метана, пропана и бутана соляровым маслом. Главным компонентом, т. е. компонентом, абсорбцию которого желательно контролировать, является пропан, *н*-бутан

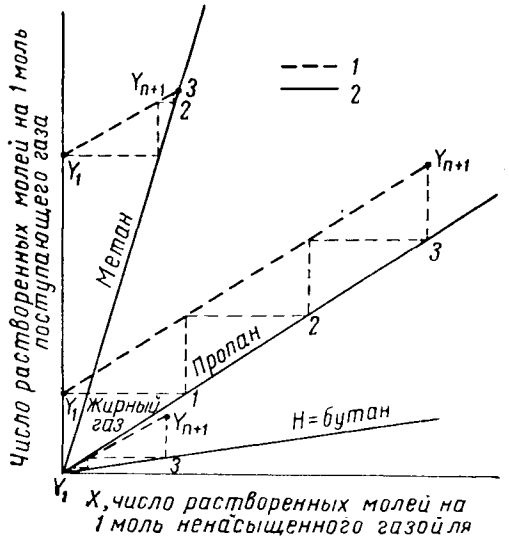


Рис. XIII. 22. Метод Люиса — Шервуда.
1 — рабочая линия; *2* — линия равновесия.

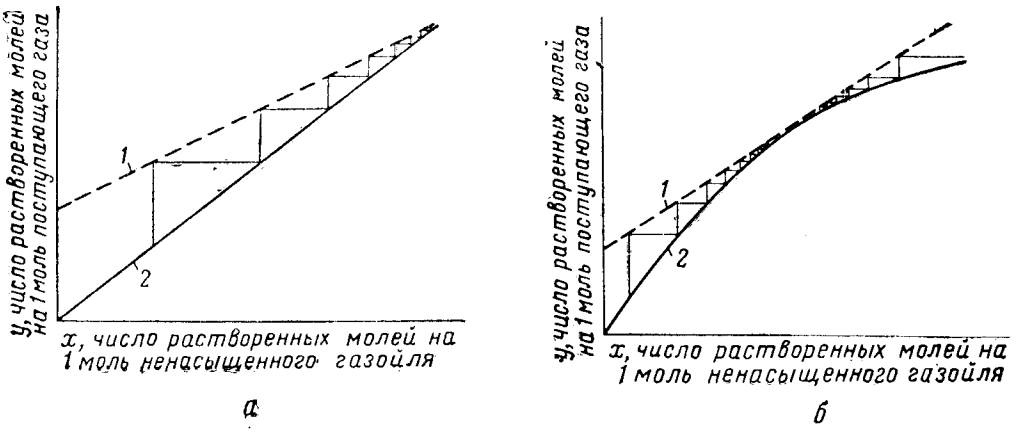


Рис. XIII. 23. Возникновение зон бесконечного числа тарелок в абсорберах.
1 — рабочая линия; *2* — равновесная линия.

поглощается почти полностью, а абсорбция метана относительно невелика. Предполагается, что линии равновесия прямые, хотя на деле это может быть и не так. Следует отметить, что метан поглощается в верхней части абсорбера, пропан — по всей высоте колонны, а бутан — наиболее интенсивно в низу колонны.

Горизонтальные линии «ступенчатой» функции будут выражать общую диффузию жидкой фазы (включая вихревую диффузию), а вертикальные линии — общую диффузию газовой фазы. В абсорберах высокого давления, где константы равновесия метана приближаются к величине, меньшей 10,0, абсорбция метана близ верхней тарелки вызывает значительное повышение температуры. Перепад температур близ нижней тарелки колонны вследствие абсорбции более тяжелых углеводородов также относительно велик. Это явление, т. е. то, что абсорбция углеводородов из газовых смесей происходит неравномерно, послужило основой для предложенной Хортоном и Франклином (Horton and Franklin) модификации метода расчета коэффициента извлечения [XIII. 17].

Если мы имеем дело с малорастворимыми газами, построить линии равновесия нетрудно, однако жирные газы могут придать линиям равновесия значительную кривизну. Линию равновесия можно упростить для верха абсорбера, поскольку там $\Sigma X = 0$; тогда уравнение (XIII. 34) упростится:

$$Y = K_L X\ (\Sigma Y_L), \qquad \text{(XIII. 37)}$$

где K_L и ΣY_L — для верха абсорбера; ΣY_L нужно будет определить путем пробных вычислений, производимых по данному или другому методу, например методу Кремсера — Брауна. Величина K_L должна отражать температуру верхней тарелки, поэтому она берется при температуре, несколько более высокой, чем температура свежего сорбента. Один из методов, которым можно получить примерно правильное представление о форме равновесной линии, заключается в вычислении воображаемой величины X, обозначаемой X_R и соответствующей составу сырого газа.

Для этого делят величину мольной доли каждого компонента y_R в перерабатываемом газе на константу равновесия этого компонента при температуре и давлении потока сырого газа, получая мольный состав x_R воображаемой равновесной жидкости. Разность между Σx_R и 1,0 должна быть отнесена за счет поглотителя. По данному (или принятому) мольному расходу сорбента вычисляют общее количество в потоке R, откуда в свою очередь высчитывают число молей каждого компонента. Затем вычисляют величины X_R и Y_R, которые дают точку на каждой равновесной линии, а также наклон линии для условий верха абсорбера. По точке и наклону можно приближенно построить линию равновесия.

Можно взять столько переменных, сколько нужно для вычисления числа теоретических тарелок для одного компонента. Затем постепенно уточняют положение рабочей линии, сохраняя параллельность всех рабочих линий, пока число расчетных теоретических тарелок для различных компонентов не совпадает с первоначально взятым.

«Минимальный расход сорбента» — это расход, при котором может быть достигнуто данное извлечение при бесконечном числе теоретических тарелок. Минимальный расход сорбента, как и при фракционной перегонке, происходит при возникновении зон бесконечного числа тарелок. На рис. XIII. 23 показаны два случая возникновения зоны бесконечного числа тарелок в абсорбере. В колонне, в которой равновесная линия прямая, можно ожидать возникновения такого состояния либо в низу, либо на верху колонны (рис. XIII. 23, *а*). В колоннах, где равновесные линии кривые (рис. XIII. 23, *б*), зоны бесконечного числа тарелок могут появиться где-то посреди колонны.

Метод Люиса — Шервуда не дает точных решений, поскольку точно предсказать равновесную линию невозможно. Графические построения для многокомпонентных систем очень громоздки, в связи с чем этот метод не нашел широкого применения. Однако только вычисления, произведенные для каждой тарелки, могут лучше, чем метод Люиса — Шервуда, показать массообмен в абсорбционной колонне.

3. МЕТОД КОЭФФИЦИЕНТА ЭФФЕКТИВНОГО ПОГЛОЩЕНИЯ ПО ХОРТОНУ — ФРАНКЛИНУ (HORTON — FRANKLIN)

Метод расчета абсорбции по Хортону — Франклину [XIII. 17] основан на том факте, что абсорбция углеводородов из смеси происходит не равномерно по всей колонне. Как показано на рис. XIII. 22, это является следствием различий в константах равновесия разных компонентов. По рис. XIII. 22 поглощение метана происходит в основном на верху колонны, поглощение пропана — относительно равномерно по всей высоте колонны, а бутана — в нижней части абсорбера.

Хортон и Франклин считают, что коэффициент поглощения следует определять для интервала колонны, в котором располагается наибольшее число тарелок, связанных с поглощением данного компонента, или где происходит в основном абсорбция данного компонента. К такому же заключению приводит изучение пределов правого члена уравнения (XIII. 24) для очень малых коэффициентов поглощения и коэффициентов поглощения, значительно превышающих 1,0. Относительное положение коэффициента эффективного поглощения (или отпаривания) для различных величин A (или S), найденное эмпирически [XIII. 17], приведено в табл. XIII. 3.

Таблица XIII. 3

Определение порядкового номера тарелки, для условий которой должны подсчитываться коэффициенты эффективного поглощения или отпаривания

Величина A (или S)	Соотношение $i : n$ (или $i : m$)
0—0,1	1,0
0,1—0,4	0,9
0,4—1,0	0,8
1,0—4,0	0,7
4,0	0,6

Здесь i — номер эффективной тарелки, считая с верхнего конца колонны; n или m — общее число теоретических тарелок в абсорбере или десорбционной части выпарной колонны [XIII. 17].

Для определения коэффициентов эффективного поглощения и отпаривания нужно определить нагрузку по газу и жидкости и температуру на тарелках эффективной сорбции. Предполагается, что изменение количества паров от тарелки i к тарелке $i+1$ происходит по уравнению

$$\frac{V_i}{V_{i+1}} = \left(\frac{V_1}{V_{n+1}}\right), \qquad \text{(XIII. 38)}$$

где V_i — общее число молей пара на полезной тарелке i; V_{i+1} — общее число молей пара, уходящих с полезной тарелки i; V_1 — общее число молей пара, уходящего с верхней тарелки; V_{n+1} — общее число молей сырого газа, поступающего в абсорбер; n — число теоретических тарелок в абсорбере.

Принимая за основу 1 *моль* сырого газа, уравнение (XIII. 38), связывающее условия тарелок 1 и i, можно записать следующим образом:

$$V_i = V_1^{(n+1-i)/n}. \qquad \text{(XIII. 39)}$$

В качестве первого приближения V_1 можно вычислить более простым методом Кремсера — Брауна. Материальный баланс по верхней части колонны и эффективной тарелке

$$L_i = L_0 + V_{i+1} - V_1, \qquad \text{(XIII. 40)}$$

где L_i — общее число молей жидкости, уходящей с эффективной тарелки i; L_0 — число молей ненасыщенного сорбента.

Вычислив по уравнению (XIII. 38) V_{i+1}, можно при помощи уравнения (XIII. 40) определить поток жидкости с эффективной тарелки.

При предположении, что изменение температуры приблизительно пропорционально общему объему поглощенного газа, т. е.

$$\frac{T_n - T_i}{T_n - T_0} = \frac{V_{n+1} - V_{i+1}}{V_{n+1} - V_1}, \qquad \text{(XIII. 41)}$$

можно определить температуру на эффективной полезной тарелке i.

Для этого пробного вычисления коэффициент эффективного поглощения каждого компонента можно рассчитать по константе равновесия K для условий эффективной полезной тарелки, общему количеству пара V_i, покидающего ее, и общему количеству жидкости L_i, уходящей с этой тарелки. Число молей каждого компонента можно тогда рассчитать по уравнениям Кремсера — Брауна при помощи коэффициентов эффективного поглощения.

4. МЕТОДЫ РАСЧЕТА ПО КОЭФФИЦИЕНТУ КОНЕЧНОГО ПОГЛОЩЕНИЯ (ОТПАРИВАНИЯ)

Следует упомянуть два метода вычисления сорбций по установленным величинам коэффициентов конечного поглощения и отпаривания (на верхней и нижней тарелках) [XIII. 12, XIII. 13]. Оба метода построены на предположении, что коэффициент эффективного поглощения (или отпаривания) можно вычислить по конечным показателям работы колонны.

По методу Эдмистера (Edmister) для того, чтобы получить коэффициент эффективного поглощения как функцию коэффициента конечного поглощения, решают уравнение (XIII. 24) для двухтарелочного абсорбера. Этот коэффициент эффективного поглощения используют в уравнении Кремсера — Брауна как средний эффективный коэффициент поглощения отдельного рассматриваемого компонента. Чтобы легче было применять уравнения коэффициента эффективного поглощения для расчета абсорбции, десорбции и фракционной перегонки, решения их даются в графической форме [XIII. 12]. Примеры их применения приведены там же [XIII. 12].

Метод Ферро (Ferro) и других [XIII. 13] также основан на концепции коэффициента конечного поглощения, но для определения точек колонны, характерных для коэффициентов поглощения и отпаривания, применяют алгебраические зависимости (геометрическая или арифметическая прогрессия). При этом на одной и той же тарелке могут происходить абсорбция и десорбция различных компонентов. Решения прогрессий представлены графически. В том же источнике [XIII. 13] приводятся многочисленные примеры расчета, которые сопоставляются с точным (аналитическим) расчетом от тарелки к тарелке.

5. ТОЧНЫЙ МЕТОД РАСЧЕТА АБСОРБЦИИ

Критерием оценки точности упрощенных методов расчета являются расчеты, включающие составление теплового и материального балансов для последующих тарелок с использованием точных показателей работы абсорберов. Упрощенные и точные методы расчета редко сопоставляются в литературе [XIII. 13, XIII. 23]. Применению точного метода расчета к абсорберам высокого давления препятствовал недостаток достоверных данных по теплоте растворения легких углеводородов при высоких давлениях.

Применению точных методов расчета может способствовать использование быстродействующих электронных вычислительных машин [XIII. 11]. Точные расчеты абсорберов производятся на основе известных составов, объема и состояния поступающего потока, числа теоретических тарелок и предполагаемого состава выходящего потока (обогащенное масло или отбензиненный газ). Вычисления производятся для каждой тарелки колонны. На основе предполагаемых и вычисленных показателей абсорбции получают новый «пробный» состав выходящего потока и повторяют вычисления. При совпадении вычисленного и предположенного составов потока дальнейшие вычисления прекращают.

Другой метод, который, по-видимому, быстрее приводит к точному ответу, связывают с именем Харберта (Harbert) [XIII. 16]. Этот метод основан на прямом вычислении состава жидкости и пара, уходящих с каждой тарелки, по предполагаемым соотношениям между жидкостью и паром (L/V) и температурам на всех тарелках колонны. По вычисленным соотношениям L/V судят о правильности предположительно взятых величин L/V, а тепловой и материальный балансы по каждой тарелке позволяют проверить предположительно взятые температуры. Совпадение вычисленных и предположительно взятых величин L/V и температуры на каждой тарелке показывает, что решение найдено. Для этого метода нужно знать константы равновесия и тепловые показатели конкретных смесей жидкости и пара при условиях, существующих в абсорбере.

6. ВЫВОД УРАВНЕНИЙ ДЛЯ МЕТОДА ХАРБЕРТА

Материальный баланс для каждого компонента на отдельно взятой тарелке i в абсорбере

$$(Vy)_{i+1} + (Lx)_{i-1} = (Vy)_i + (Lx)_i. \quad \text{(XIII. 42)}$$

Тепловой баланс для каждого компонента

$$\left(Vy\overline{H}\right)_{i+1} + (Lx\overline{h})_{i-1} = (Vy\overline{H})_i + (Lx\overline{h})_i, \quad \text{(XIII. 43)}$$

где n — число теоретических тарелок в абсорбере; i — любая теоретическая тарелка; V — общее число молей пара; L — общее число молей жидкости; x — мольная доля данного компонента в жидкости; y — мольная доля данного компонента в паре; $\overline{H}$ — парциальная энтальпия компонента (относительно принятого уровня отсчета) в парообразном состоянии при условиях абсорбера в *ккал/кГ · моль*; $\overline{h}$ — парциальная энтальпия компонента в жидком состоянии в *ккал/кГ · моль*; $K = y/x$ — константа равновесия.

Таким образом $(Lx)_1$ — число молей компонента в жидкости, выходящей из тарелки *1*, т. е. верхней тарелки; $(Vy)_{n+1}$ — число молей компонента в паре, поступающем в абсорбер. Уравнение равновесия для каждого компонента на тарелке i таково:

$$y_i = K_i x_i, \quad \text{(XIII. 44)}$$

Умножая каждые части уравнения (XIII. 44) на L_iV_i, получаем

$$(Vy)_i = \left(\frac{KV}{L}\right)_i (Lx)_i. \quad \text{(XIII. 45)}$$

Принимая $A_i = L_i/V_iK_i$, получаем

$$A_i(Vy)_i = (Lx)_i. \quad \text{(XIII. 46)}$$

Запишем уравнение (XIII. 46) для тарелки i — I, затем из уравнения (XIII. 42) получим

$$(Lx)_i = (Vy)_{i+1} + A_{i-1}(Vy)_{i-1} - (Vy)_i. \quad \text{(XIII. 47)}$$

Следует напомнить, что уравнение (XIII. 46) можно написать для каждого компонента на каждой тарелке. Так, для трехтарелочного абсорбера можно написать следующий ряд уравнений для данного компонента — первые три для балансов по каждой тарелке абсорбера и последнее — для общего баланса по всему трехтарелочному абсорберу:

$$(Lx)_3 = (Vy)_{n+1} + (Lx)_2 - (Vy)_3, \quad \text{(XIII. 48)}$$

$$(Lx)_2 = (Vy)_3 + (Lx)_1 - (Vy)_2, \quad \text{(XIII. 49)}$$

$$(Lx)_1 = (Vy)_2 + Lx)_0 - (Vy)_1, \quad \text{(XIII. 50)}$$

$$(Lx)_3 + (Vy)_1 = (Vy)_{n+1} + (Lx)_0. \quad \text{(XIII. 51)}$$

Формулировка уравнения (XIII. 46) для каждой тарелки дает

$$(Lx)_3 = A_3(Vy)_3, \quad \text{(XIII. 52)}$$

$$(Lx)_2 = A_2(Vy)_2, \quad \text{(XIII. 53)}$$

$$(Lx)_1 = A_1(Vy)_1. \quad \text{(XIII. 54)}$$

Для свежего сорбента, из которого десорбированы те компоненты, для которых были сформулированы уравнения,

$$(Lx)_0 = 0. \quad \text{(XIII. 55)}$$

Одновременное решение уравнений (XIII. 48) — (XIII. 55) дает уравнение, выражающее соотношение между числом молей данного компонента на данной тарелке и числом молей того же компонента в сыром газе, а также его коэффициентом поглощения на каждой тарелке. Соответствующее уравнение для тарелки *3* таково:

$$(Lx)_3 = \frac{(Vy)_{n+1}(A_3 + A_3A_2 + A_3A_2A_1)}{1 + A_3 + A_3A_2 + A_3A_2A_1}. \quad \text{(XIII. 56)}$$

Для абсорбера с n теоретическими тарелками число молей компонента на тарелке i может быть выражено как

$$(Lx)_i = \frac{(Vy)_{n+1}(A_1 + A_iA_{i-1} + A_iA_{i-1}A_{i-2} + \ldots + A_i \ldots A_2A_1)}{1 + A_n + A_nA_{n-1} + \ldots + A_nA_{n-1} \ldots A_2A_1}. \quad \text{(XIII. 57)}$$

Состав пара определяют по уравнениям (XIII. 57) и (XIII. 46). Число молей каждого потока в колонне вычисляется на основе предположительных соотношений между жидкостью и паром L/V, предположительной температуры на каждой тарелке колонны и скорости подачи данного компонента. Это дает исправленные величины L/V.

Четырем потокам, уходящим с любой данной тарелки абсорбера, соответствуют три температуры, поскольку два из представленных потоков находятся в равновесии. Поэтому при составлении тепловых балансов удобнее вести расчеты с верха колонны вниз или снизу вверх; один из четырех потоков будет определенно известным на тарелке *1* или тарелке n. Представим себе, что тепловой баланс составляется по верхней тарелке. Температура потока свежего сорбента известна, а температура на верхней тарелке берется предположительно. Итак, на верхней тарелке будет один поток, температура которого неизвестна, а именно, поток пара, поступающий с нижележащей тарелки. Для вычисления температуры этого потока составляют тепловой баланс по тарелке *1*. Следует отметить, что тепловой баланс используется для проверки температуры потока (в данном случае — газа), поступающего на тарелку с соседней тарелки, а не для проверки предположительно взятой температуры на этой тарелке.

Расчет ведут, составляя тепловой баланс по каждой тарелке и, наконец, по всей колонне, используя вычисленные и известные составы потоков для проверки общего теплового баланса. При втором пробном вычислении соотношения жидкости и газа и температуры тарелок, которые были вычислены при первой пробе, служат критерием для проверки новых допущенных нами соотношений жидкости и пара и температур тарелок.

Для примера приводим расчет трехтарелочного абсорбера.

Вычислить по методам Хортона — Франклина и Харберта извлечение компонентов из газов известного состава, поступающего при температуре 28° С в количестве 8,15 млн. *м³/сутки* (приведенных к абсолютному давлению 1,03 *ат* и температуре 15,5° С) в абсорбер с тремя теоретическими тарелками. Абсорбер работает при абсолютном давлении 106,5 *ат*. Свежий сорбент — соляровое масло молекулярного веса 200 и удельного веса 0,8411 — поступает в абсорбер при температуре 32° С в количестве 3420 *л/мин*.

Состав сырого газа		Константы равновесия при абсолютном давлении 106,5 *ат*	
компонент	мольная доля	29,4° С	32° С
Метан	0,9302	3,80	3,36
Этан	0,0373	0,78	0,835
Пропан	0,0163	0,36	0,385
Изобутан	0,00444	0,19	0,020
н-Бутан	0,00448	0,15	0,165
Изопентан	0,00279	0,083	0,0905
н-Пентан	0,001375	0,068	0,076
Гексаны	0,001563	0,035	0,0385
Гептаны и более тяжелые углеводороды	0,00147	0,005	0,0056
	0,999918		

Решение.

А. Метод Хортона — Франклина

Расход свежего сорбента

$$\frac{3420 \times 60 \times 0{,}8413}{200} = 862 \text{ кмоль/ч.}$$

Расход сырого газа

$$\frac{8150000}{24 \times 23{,}7} = 14400 \text{ моль/ч.}$$

Соотношение между свежим сорбентом и сырым газом равно

$$\frac{862}{14400} = 0{,}060 \text{ моль/моль.}$$

Изменение величин констант равновесия в интервале температур абсорбера выражается прямыми в координатах $\lg k - t$. Величины констант при температурах 29,4° С и 32° С приведены выше.

Расчет состава отбензиненного газа при наличии в абсорбере трех теоретических тарелок приведен в табл. XIII. 4. Для расчета нужны следующие данные:

1) состав сырого газа — колонка 1 табл. XIII. 4;

2) молярное соотношение между свежим сорбентом и сырым газом (дано): в нашем случае — 0,06 *моль* свежего сорбента на 1 *моль* сырого газа;

3) таблица соотношения i/n, т. е. номера эффективной тарелки к общему числу тарелок в зависимости от коэффициента эффективного поглощения (см. табл. XIII. 3);

4) число теоретических тарелок (здесь произвольно принято три);

5) эмпирические уравнения Хортона — Франклина [уравнения (XIII. 39) и (XIII. 41)]

$$V_{i+1} = \frac{V_i}{(V_1/V_{n+1})^{1/n}}, \qquad \text{(XIII. 58)}$$

где V_{n+1} — число молей сырого газа, принимаемое за единицу.

По материальному балансу

$$L_i = L_0 + V_{i+1} - V_1, \qquad \text{(XIII. 59)}$$

где L_i — общее число молей жидкости на эффективной тарелке; L_0 — число молей свежего масла:

$$\frac{T_n - T_i}{T_n - T_0} = \frac{V_{n+1} - V_{i+1}}{V_{n+1} - V_1}, \qquad \text{(XIII. 60)}$$

где T_n — температура нижней тарелки в °С; T_i — температура эффективной тарелки в °С; T_0 — температура свежего сорбента в °С.

Необходимо задаться предположительно числом молей поглощенного газа на 1 *моль* поступающего сырого газа. В данном случае на 1 *моль* сырого газа с насыщенным сорбентом уходит 0,0545 *моль* газа (см. табл. XIII. 4). Табл. XIII. 4 строится следующим образом.

Колонка 1. Дана.

Колонка 2. Берется эмпирически.

Колонка 3. Вычисляется по колонке 2 для $n = 3$.

Колонка 4. Вычисляется по уравнению (XIII. 39) и колонке 3.

Колонка 5. Вычисляется по уравнению (XIII. 58) и колонке 4.

Колонка 6. Вычисляется по уравнению (XIII. 59) и мольному соотношению между свежим сорбентом и сырым газом (в данном случае 0,06).

Колонка 7. Вычисляется по уравнению (XIII. 60) и предположительно взятой температуре 29,4° С для нижней тарелки и 32° С для свежего сорбента.

Колонка 8. Константы равновесия для температур, указанных в колонке 7.

Колонка 9. Вычислена по колонкам 4, 6 и 8 ($A = L/KV$).

Колонка 10. Поглощенная доля компонента по кривой коэффициента поглощения (рис. XIII. 15 или XIII. 16) для величин A (колонка 9) и трех теоретических тарелок.

Колонка 11. Колонка 10, умноженная на колонку 1, число поглощенных молей.

Колонка 12. Колонка 1 минус колонка 11.

Б. Метод Харберта

В табл. XIII. 5а — XIII. 5г приведены результаты расчета трехтарелочной колонны по методу Харберта.

В табл. XIII. 5а перечислены известные данные, а также предположительно принятые температуры и соотношения L/V. Для каждого компонента на каждой тарелке по L/V и K и соответствующей принятой температуре находят A.

Чтобы решить уравнение (XIII. 57) для трехтарелочной колонны, находят три состава жидкости при помощи следующих уравнений, записанных для каждого компонента:

$$(Lx)_3 = \frac{(Vy)_{n+1}(A_3 + A_3A_2 + A_3A_2A_1)}{1 + A_3 + A_3A_2 + A_3A_2A_1}, \qquad \text{(XIII. 61)}$$

$$(Lx)_2 = \frac{(Vy)_{n+1}(A_2 + A_2A_1)}{1 + A_3 + A_3A_2 + A_3A_2A_1}, \qquad \text{(XIII. 62)}$$

$$(Lx)_1 = \frac{(Vy)_{n+1}A_1}{1 + A_3 + A_3A_2 + A_3A_2A_1}. \qquad \text{(XIII. 63)}$$

Следует отметить, что знаменатели во всех трех уравнениях одинаковые. В табл. XIII. 5а знаменатель вычислен для каждого компонента.

Таблица XIII. 4

Расчет абсорбера по методу Хортона и Франклина

Для абсорбера с тремя теоретическими тарелками. Предположительно принятая абсорбция составляет 0,0545 *моль* на 1 *моль* газа

Компонент	Мольная фракция газа жириого Y_{n+1}	Предположительно взятое соотношение l/n	для $n=3$	Число молей пара на полезной тарелке V_i	Мольная фракция V_{i+1}	Число молей жидкости на полезной тарелке L_i	Температура полезной тарелки, T_i, °С	Константа равновесия при T_i, K	A	$\frac{Y_{n+1}-Y_1}{Y_{n+1}}$ поглощенная доля	$Y_{n+1}-Y_1$	Число молей иенасыщениого газа, Y
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Метан	0,9302	1,0	3,0	0,9815	1,0000	0,1145	29,44	3,30	0,0354	0,0354	0,0329	0,8973
Этан	0,0373	0,9	2,7	0,9760	0,9944	0,1089	29,75	0,783	0,1415	0,1414	0,00528	0,03202
Пропан	0,0163	0,9	2,7	0,9760	0,9944	0,1089	29,75	0,362	0,308	0,298	0,00486	0,01144
Изобутан	0,00444	0,8	2,4	0,9706	0,9889	0,1034	30	0,191	0,559	0,514	0,02228	0,00216
н-Бутан	0,00448	0,8	2,4	0,9706	0,9889	0,1034	30	0,152	0,701	0,606	0,00272	0,00176
Изопентан	0,00279	0,7	2,1	0,9652	0,9834	0 0979	30,15	0,084	1,208	0,815	0,00227	0,00052
н-Пентан	0 001375	0,7	2,1	0,9652	0,9834	0,0979	30,15	0,069	1,47	0,872	0,0012	0,000175
Гексаны	0,001563	0,7	2,1	0,9652	0,9834	0,0979	30,15	0,036	2,82	0,969	0,00152	0,000043
Гептаны и более тяжелые углеводороды	0,00147	0,6	1,8	0,9598	0,9779	0,0924	30,55	0,00506	19,00	1,000	0,00147	
Всего	0,999918	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,05450	0,945418

Таблица XIII. 5а

Пример расчета по методу Харберта

Даны: состав жирного газа, температура жирного газа 28° С, соотношение между ненасыщенным сорбентом и жирным газом 0,060 *моль/моль*, температура ненасыщенного сорбента 32,2° С

Эмпирические допущения:

№ тарелки	1	2	3
Принятое L/V	0,1025	0,104	0,114
Принятая температура, °С	35,5	34,4	31,6

Коэффициенты поглощения для каждого компонента на каждой тарелке:

Компонент	Тарелка 1		Тарелка 2		Тарелка 3	
	$K_{35,5}$	A	$K_{34,4}$	A	$K_{31,6}$	A
C_1	3,36	0,0305	3,35	0,0311	3,33	0,0342
C_2	0,835	0,123	0,825	0,126	0,800	0,1425
C_3	0,385	0,266	0,380	0,274	0,369	0,309
i-C_4	0,200	0,513	0,199	0,523	0,192	0,595
n-C_4	0,165	0,621	0,161	0,646	0,155	0,736
i-C_5	0,0905	1,13	0,089	1,17	0,086	1,318
n-C_5	0,076	1,35	0,074	1,41	0,0705	1,62
C_6	0,0385	2,66	0,038	2,74	0,036	3,17
C_{7+}	0,0056	18,30	0,0055	18,90	0,0052	21,95

Продолжение табл. XIII. 5а

Знаменатель уравнения (XIII. 57) для каждого компонента:

	C_1	C_2	C_3	i-C_4	n-C_4	i-C_5	n-C_5	C_6	C_{7+}
$1+A_3$	1,0342	1,1425	1,309	1,595	1,736	2,318	2,62	4,17	22,95
A_3A_2	0,00106	0,0180	0,0846	0,311	0,476	1,54	2,28	8,69	415,00
$A_3A_2A_1$	0,0000325	0,00221	0,0225	0,160	0,296	1,74	3,08	23,10	7460,00
Сумма	1,03529	1,1627	1,4161	2,066	2,508	5,598	7,98	35,96	7898,00

В табл. XIII. 5б расчеты числителя для каждого компонента на тарелке *1* приводятся в такой форме, что аналогичный расчет колонны с большим числом тарелок сведется к введению дополнительных обозначений и, следовательно, не составит труда. Решение уравнения (XIII. 63) представляет собой просто соотношение между числителем и знаменателем и дает $(Lx)_1$ или число молей каждого компонента в жидкости, выходящей с верхней тарелки. Состав пара или газа, выходящего с верхней тарелки, определяется по составу жидкости и следующему уравнению

$$A_i(Vy)_i = (Lx)_i. \qquad \text{(XIII. 64)}$$

Мольные доли — это $(Lx)_1$ или $(Vy)_1$, деленные на общее число молей.

Подобный же расчет состава пара и жидкости на второй и третьей тарелках приведен соответственно в табл. XIII. 5в и XIII. 5г. Таким образом, нами определены составы всех потоков в трехтарелочном абсорбере.

В табл. XIII. 5б — XIII. 5г приведен также расчет теплового баланса. Сумма произведений молярных долей y компонентов пара на их молекулярный вес дает молекулярный вес пара. Молекулярный вес, деленный на 28,9, дает удельный вес газа отиосительно воздуха. Зная его, можно при помощи рис. XIII. 24 определить энтальпию пара. Для определения энтальпии жидкости необходимо знать плотность последней, вычисляемую методом Стендинга и Катца [IV. 88]. Величины кажущейся плотности метана и этана отсчитываются по рис. IV. 31. Величины энтальпии на *кг/моль* при нулевом давлении и температуре тарелки берутся по рис. IV. 72. Мольная доля x в жидкости, умноженная на мольную энтальпию h, дает парциальную энтальпию для каждого компонента. Общую энтальпию нужно скорректировать при помощи рис. IV. 73 и плотности жидкости.

Таблица XIII. 5б

Расчет по методу Харберта (тарелка 1)

Числитель уравнения (XIII. 63) для каждого компонента, тарелка 1

	C_1	C_2	C_3	i-C_4	n-C_4	i-C_5	n-C_5	C_6	C_7+
$(Vy)_4$	0,42193	0 016919	0,007394	0,002014	0,002032	0,001266	0,0006237	0,0007089	0,0006668
A_1	0,0305	0,123	0,266	0,513	0,621	1,13	1,35	2,66	18,30
$(Vy)_4A_1$	0,01288	0,0020819	0,001968	0,001030	0,001261	0,001429	0,0008437	0,001887	

Компонент	Решение уравнения (XIII. 63) $(\overline{L}\,x)_1$	Уравнение (XIII. 63) и уравнение (XIII. 64) $(Vy)_1$	Мольная доля на тарелке 1		Молекулярный вес	Жидкость						Пар
			x	y		$x \times$ молекулярный вес	весовая доля	плотность, *г/см³*	объем, *см³*	$h_{35,5}$	$xh_{35,5}$	$y \times$ молекулярный вес
C_1	0,01243	0,40778	0,281	0,949	16,04	4,51	0.0340	...	...	549,9	154,42	15,24
C_2	0,001792	0,01456	0,0405	0,0339	30,07	1,22	0,0092	...	...	805,47	32,77	1,02
C_3	0,001388	0,005216	0,0314	0,01215	44,09	1,39	0,0105	0,510	0,0206	994,35	31,11	0,536
i-C_4	0,000499	0,000977	0,0113	0,00226	58,12	0,66	0,005	0,565	0,0089	1133,2	12,78	0,131
n-C_5	0,000503	0,0008119	0,0114	0,00189	58,12	0,66	0,005	0,585	0,0085	1183,22	13,33	0,110
i-C_5	0,0002558	0,0002263	0,0058	0,00053	72,15	0,42	0,0032	0,625	0,0051	1333,2	7,78	0,038
n-C_5	0,0001057	0,0000785	0,0024	0,000183	72,15	0,17	0,0013	0,631	0,0021	1388,8	3,33	0,013
C_6	0,000053	0,000195	0,0012	0,000454	86,17	0,11	0,0008	0,664	0,0012	1555,4	1,67	0,004
Сорбент— газойль	0,02721	—	0,615	—	200	123,2	0,931	0,841	1,107	3249,7*	2005,3	
C_7 +	—	—	—	—	127	—	—	0,782	—			
	0,044239	0,42984	1,0000	1,00037	—	132,34	1,000	—	1,1534	—	2262,6	17,092

Вычисленное $\frac{L}{V} = \frac{0,044239}{0,42984} = 0,1029$. Удельный вес $= \frac{17,092}{22,4 \times 1,29} = 0,591$. $H_{35,55} = 1075$ *ккал/кмоль*.

* Энтальпия сорбента при 35,5° С и 0 абс. *ат* $= 200 \times (35,5) \times 0,457 = 3260$ *ккал/кмоль*.

Удельный вес $C_3+ = \frac{1,0000 - 0,0340 - 0,0092}{1,1534} = \frac{0,9568}{1,1534} = 0,829$ *г/см³*.

Удельный вес $C_2+ = 0,825$ *г/см³*.

Удельный вес $C_1+ = 0,790$ *г/см³* при 15,55° С и 1 *ат*.

Энтальпия, пересчитанная на абсолютное давление 106,05 *ат* $= 2,3$ *ккал/кг*, или $132,3 \times 2,3 = 304,3$ *ккал/кмоль*.

Энтальпия жидкости на тарелке $2262,6 + 304,3 = 2566,9$ *ккал/кмоль*.

Тепловой баланс по тарелке 1 для достижения температуры V_2.

Выделение тепла

$hL_1 = 0,044239 \times 2566,9 = 113,5$ *ккал*.

$HV_1 = 0,42984 \times 1075 = 462,1$ *ккал*.

Сумма: $113,5 + 462,1 = 575,6$ *ккал*.

Поступление тепла

h сорбент $= 0,02721 \times 3396.6 = 92,5$ *ккал* жирного газа.

$HV_2 \times 0,4465 = 485$ *ккал/моль* жирного газа.

$HV_2 = 492$ *ккал/моль*· V_2.

При удельном весе 0,600 по табл. XIII. 5в и рис. XIII. 24 температура $V_2 = +33,89°$ С.

Эмпирически принятая температура равна 34,4° С.

Таблица XIII. 5в

Расчет по методу Харберта (тарелка 2)

	C_1	C_2	C_3	i-C_4	n-C_4	i-C_5	n-C_5	C_6	C_7+
$(Vy)_4$	0,42193	0,016919	0,007394	0,002014	0,002032	0,001266	0,0006237	0,0007089	0,0006668
A_2	0,0311	0,126	0,274	0,523	0,646	1,17	1,41	2,74	18,90
A_2A_1	0,00095	0,0155	0,073	0,268	0,402	1,32	1,90	7,30	346
Сумма	0,03205	0,1415	0,347	0,791	1,048	2,49	3,31	10,04	364,9
$(Vy)_4 \times$ сумму	0,013517	0,0023995	0,0025627	0,0015921	0,0021318	0,00315246	0,0020638	0,0071213	0,24312

	$(Lx)_2$	$(Vy)_2$	x	y	Жидкость						Пар
					$x \times$ молекулярный вес	весовая доля	удельный вес	объем, $см^3$	$h_{34,4}$	$xh_{34,4}$	$y \times$ молекулярный вес
C_1	0,013063	0,42002	0,279	0,941	4,49	0,0352	—	—	527,7	147,21	15,10
C_2	0,002059	0,016329	0,044	0,0365	1,32	0,0103	—	—	777,7	34,44	1,098
C_3	0,001810	0,006622	0,0386	0,0148	1,71	0,0134	0,510	0,0263	949,9	36,66	0,653
i-C_4	0,000771	0,001470	0,0165	0,00329	0,96	0,0075	0,565	0,0133	1105,4	18,33	0,191
n-C_4	0,0008482	0,001315	0,0181	0,00294	1,05	0,0082	0,585	0,0140	1144,3	20,55	0,171
i-C_5	0,0005624	0,000481	0,0120	0,00108	0,87	0,0068	0,625	0,0109	1283,2	15,55	0,078
n-C_5	0,0002585	0,0001833	0,0055	0,00041	0,40	0,0031	0,631	0,0049	1338,8	7,22	0,030
C_6	0,0001996	0,0000721	0,0043	0,00016	0,37	0,0029	0,664	0,0044	1499,9	6,67	0,014
C_7+	0,0000318	—	0,0007	—	0,09	0,0007	0,782	0,0009	2333,1	1,67	
Сорбент	0,0227215	—	0,5813	—	116,3	0,912	0,841	1,083	3144,1	1830,37	
Сумма	0,046811	0,446498	1,0000	1,00018	127,56	1,000	—	1,1577	—	2118,68	17,335

Вычисленное $\frac{L}{V} = \frac{0,46811}{0,4465} = 0,1049$. Удельный вес $= \frac{17,335}{28,9} = 0,600$. $H_{34,4} = 1090$ *ккал/кмоль*.

* Энтальпия сорбента при 34,4° С и 0 *ат* $= 200 \times 34,44 \times 0,457 = 3110$ *ккал/кмоль*.

Удельный вес $C_3+ = \frac{1,000 - 0,0352 - 0,0103}{1,1577} = \frac{0,9545}{1,1577} = 0,825$ *г/см³*.

Удельный вес $C_2+ = 0,819$ *г/см³*.

Удельный вес $C_1+ = 0,784$ *г/см³*.

Поправка на давление при 34,4° С и 106,05 *ат* $= 2,32$ *ккал/кг*, или $127,6 \times 2,32 = 295$ *ккал/кмоль*.

Энтальпия жидкости на тарелке 2: $2118,68 + 295 = 2413,68$ *ккал/кмоль*.

Тепловой баланс по тарелке 2.

Выделение тепла

$h_{L_2} = 0,0468 \times 2413,68 = 112,96$ *ккал*

$H_{V_2} = 0,4465 \times 1090 = 486,9$ *ккал*

599,86 *ккал*

Поступление тепла

h_{L_1} по табл. XIII. 5б $= 113,5$

$H_{V_3} \times 0,4483 = 486$ *ккал*.

$H_{V_3} = \frac{486}{0,4483} = 492$ *ккал/кмоль*.

По рис. XIII. 24 при удельном весе 0,605, взятом по табл. XIII. 5г.

Температура $V_3 = -32,7°$ С.

Эмпирически принятая температура равна 31,6° С.

Однако расхождение составляет ~ 5 *ккал* из 492 и им можно пренебречь, как находящимся в пределах неточности графиков и расчетов.

Расчет по методу Харберта (тарелка 3)

	C_1	C_2	C_3	i-C_4	n-C_4	i-C_5	n-C_5	C_6	C_7+
$(Vy)_4$	0,42193	0,016919	0,007394	0,002014	0,002032	0,001266	0,0006237	0,0007089	0,0006668
A_3	0,0342	0,1425	0,309	0,595	0,736	1,318	1,62	3,17	21,95
A_3A_2	0,00106	0,0180	0,0846	0,311	0,476	1,54	2,28	8,69	415
$A_3A_2A_1$	0,0000325	0,00221	0,0225	0,160	0,296	1,74	3,08	23,10	7460
Сумма	0,0353	0,1627	0,4161	1,066	1,508	4,598	6,98	34,96	7897
$(Vy)_4 \times$ сумму	0,014877	0,002753	0,003048	0,002145	0,003062	0,0005806	0,004354	0,024766	

	$(Lx)_3$	$(Vy)_3$	x	y	Жидкость						Пар
					$x \times$ молекулярный вес	весовая доля	удельный вес	объем, $см^3$	$h_{31,6}$	$xh_{31,6}$	$y \times$ молекулярный вес
C_1	0,014379	0,42003	0,280	0,9369	4,49	0,0370	—	—	483,29	136,65	15,02
C_2	0,002363	0,016601	0,0461	0,0370	1,39	0,0114	—	—	705,49	32,77	1,115
C_3	0,002155	0,006967	0,0420	0,0155	1,85	0,0152	0,510	0,0298	877,69	36,66	0,685
i-C_4	0,001039	0,001746	0,02025	0,0039	1,18	0,0097	0,565	0,0172	999,9	19,99	0,227
n-C_4	0,001220	0,001660	0,0238	0,0037	1,38	0,0113	0,585	0,0193	1049,9	25,0	0,215
i-C_5	0,001039	0,0007893	0,02025	0,00176	1,46	0,0120	0,625	0,0192	1177,66	23,89	0,127
n-C_5	0,000544	0,0003357	0,0106	0,00075	0,76	0,0062	0,631	0,0098	1222,1	12,78	0,054
C_6	0,0006895	0,0002177	0,0134	0,00049	1,15	0,0091	0,664	0,0137	1383,2	18,33	0,042
C_7+	0,0006668	—	0,0130	—	1,65	0,0136	0,782	0,0174	2110,9	27,22	
Сорбент	0,0272	—	0,531	—	106,2	0,8745	0,841	1,04	2894,16*	1538,7	
	0,051310	0,448343	1,004	1,0000	121,51	1,000	—	1,1664	—	1872	17,485

Вычисленное $\frac{L}{V} = \frac{0,0513}{0,4483} = 0,1143$. Удельный вес $= \frac{17,485}{28,9} =$ $= 0,605$. $H_{31,6} = 1085$ *ккал/кмоль.*

* Энтальпия сорбента при 31,6° С и 0 *ат* $= 220 \times 3167 \times$ $\times 0,456 = 2892$ *ккал/кмоль.*

Удельный вес $C_{3+} = \frac{1,0000 - 0,0370 - 0,0114}{1,1664} = \frac{0,9516}{1,1664} =$ $= 0,816$ *кг/см³.*

Удельный вес $C_{2+} = 0,809$ *г/см³.*

Удельный вес $C_{1+} = 0,773$ *г/см³.*

Поправка на давление при 31,6° С и 106,05 *абс. ат* $=$ $= 2,33$ *ккал/кг*, или $121,5 \times 2,33 = 283$ *ккал/кмоль.*

Энтальпия жидкости на тарелке 3: $1872 + 283 =$ $= 2155$ *ккал/кмоль* ед. моль.

Тепловой баланс по тарелке 3.

Выделенне тепла

$h_{L_3} = 0,0513 \times 2155 = 110,6$ *ккал*

$H_{V_3} = 0,4483 \times 1085 = 486$ *ккал*

596,6 *ккал*

Поступленне тепла

$h_{L_2} = 112,96.$

H жирного газа $\times 0,4536 = 483,3$ *ккал.*

По рис. XIII. 24 при удельном весе 0,62 температура жирного газа 27,7° С.

Была взята температура 27,7° С.

Расчет по методу Харберта

Энтальпия тощего сорбента, поступающего с температурой 32,2° С, равна $200 \times (32{,}2-0) \times 0{,}457 = 2940$ *ккал/кмоль* при абсолютном давлении, равном нулю.

Поправка на давление 106,5 *ат* (абс) при 32,2° С равна 2,25 *ккал/кг*, или $200 \times 2{,}25 = 450$ *ккал/кмоль*. Энтальпия тощего сорбента равна $2940 + 450 = 3390$ *ккал/кмоль*.

Тепловой баланс по всему абсорберу

Поступление тепла

Свежий сорбент при температуре 32,2° С:	$3400 \times 0{,}06 = 204$ *ккал*
Сырой газ при температуре 27,8° С (удельный вес 0,62)	1065 *ккал*
	1269 *ккал.*

Выделение тепла

Насыщенный сорбент при температуре 31,7° С:	$0{,}1131 \times 2153 = 243{,}6$ *ккал*
отбензиненный газ при температуре 35,5° С	1020 *ккал.*
	1263,6 *ккал*

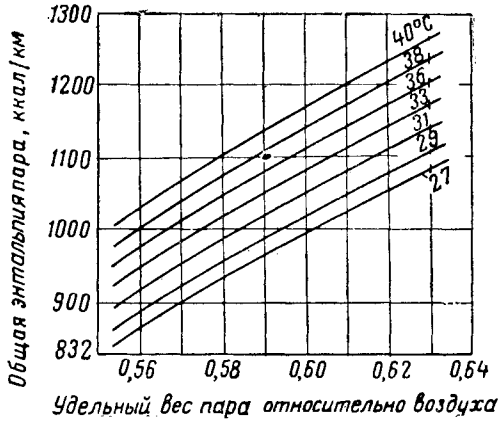


Рис. XIII. 24. Энтальпия углеводородных паров при абсолютном давлении 106 *ат* над жидкостью с температурой 0° С и с нулевым давлением [XIII. 23].

Прежде чем приступить к расчету энтальпии на тарелке *2*, составляют тепловой баланс (или баланс энтальпии) по первой тарелке, получая энтальпию пара, выходящего со второй тарелки. Если температура, соответствующая этой энтальпии, отличается от первоначально ориентировочно принятой для второй тарелки, для определения энтальпии жидкости на тарелке *2* пользуются вычисленной температурой, а не эмпирически допущенной. Эта энтальпия в свою очередь дает температуру паров, выходящих с тарелки *3*. При абсолютно правильном решении балансы, составленные для последующих тарелок, должны совпадать с тепловым балансом по всей колонне.

Таблица XIII. 6

Абсорбция, вычисленная по методу Харберта [XIII. 23]

Число равновесных тарелок	3	5	12
1	2	3	4
Абсорбция, %:			
метан	3,41	3,56	3,56
этан	13,96	14,7	14,8
пропан	29,1	31,0	31,4
изобутан	51,6	56,0	57,8
н-бутан	60,0	66,4	69,7
изопентан	82,1	92,2	97,9
н-пентан	87,4	96,0	99,4
гексаны	97,1	99,8	100,0
гептаны и более тяжелые углеводороды	100,0	100,0	100,0
Температура, °С:			
свежего сорбента	32,2	26,7	32,2
сырого газа	27,8	26,7	27,8
верхней тарелки (расчетная)	35,5	34,4	37,2
нижней тарелки (расчетная)	31,7	28,9	31,7

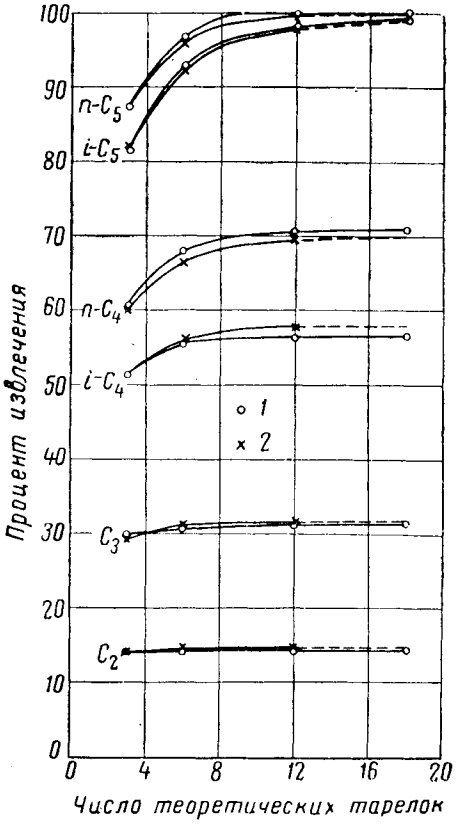


Рис. XIII. 25. Процент извлечения различных компонентов, вычисленный по методу Харберта и методу Хортона — Франклина (Катц и Жаса) [XIII. 23].

1 — метод Хортона — Франклина; *2* — метод Харберта.

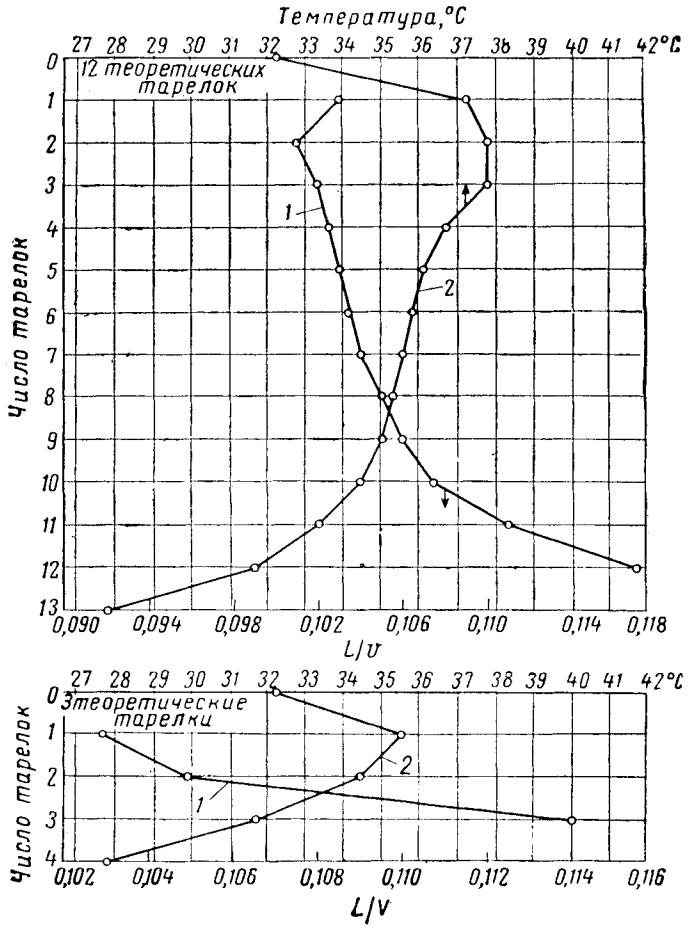


Рис. XIII. 26. Кривые температуры и соотношения для абсорбера [XIII. 23].

1 — L/V в зависимости от числа тарелок (второй расчет); *2* — температура в зависимости от числа тарелок.

Если вычисленные соотношения L/V не совпадают с ориентировочно принятыми, повторяют расчет, решая уравнения (XIII. 61) — (XIII. 63). Для этого нужны новые температуры, их берут предположительно на основе расхождений, обнаруженных между тепловыми балансами по отдельным тарелкам и общим балансом.

Для успешного применения метода Харберта решающее важное значение имеет выбор температуры верхней тарелки. Если тепловые балансы, составленные по последующим тарелкам колонны, дают температуру нижней тарелки, отличную от полученной при расчете общего теплового баланса по колонне, то выбирают новую температуру верхней тарелки, предполагая при этом, что кривая перепада температур по колонне остается почти постоянной.

Если же вычисленные соотношения L/V близки к принятым, а температуры значительно отличаются, можно вычислить для температур, взятых при втором приближении, тепловые балансы (по последующим тарелкам и по всей колонне), не входя в расчеты составов. Однако в конце концов необходимо рассчитать составы и баланс энтальпии по всей колонне подобно тому, как это было сделано для трехтарелочного абсорбера.

С помощью метода Харберта были произведены расчеты для 6- и 12-тарелочных абсорберов. Результаты этих расчетов приведены в табл. XIII. 6. Процент абсорбции графически изображен на рис. XIII. 25, где для сравнения приведены также результаты, полученные методом Хортона и Франклина. Соотношения L/V и температуры, полученные при расчетах 12- и 3-тарелочных абсорберов, приведены на рис. XIII. 26.

7. ВЫПАРКА ЛЕГКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ ИЗ СОРБЕНТА

Абсорбция легких углеводородов из природного газа сорбентом составляет первый этап их извлечения. Абсорбированные углеводороды необходимо выделить из сорбента путем процесса, известного под названием выпарки. Выпарка (десорбция) — это выделение целевого продукта из жидкой в паровую фазу. Массообмену при этом способствуют высокая температура и низкое парциальное давление выпариваемых компонентов. Высокая температура создается предварительным нагревом питания, а низкое парциальное давление десорбируемых газов над жидкой фазой обеспечивается низким давлением в выпарных колоннах и подачей инертного газа (обычно водяного пара) в нижнюю часть колонны.

Хотя выпарку легких углеводородов из сорбента обычно характеризуют как процесс, прямо противоположный абсорбции, в ней есть все же свои особенности. Например, для облегчения разделения выпаренных легких углеводородов и сорбента в промышленных десорберах предусматривают зону орошения (рис. XIII. 14). Следует упомянуть и такие проблемы, как поглощение водяного пара горячим сорбентом и частичная конденсация легких парообразных углеводородов при охлаждении целевых компонентов.

При расчете десорбции, как и при расчете абсорбции, достаточно знать коэффициент отпаривания одного компонента, чтобы получить соответствующие показатели для всех других. Углеводороды низкого молекулярного веса, как например бутаны, отпариваются полностью; поэтому выходы в десорбере обычно определяют процентом извлеченных гексанов (или гептанов) и соответственно более тяжелых углеводородов. При двухступенчатой десорбции, когда последовательно используются колонны высокого и низкого давления, в первой колонне получают за счет снижения четкости десорбции, больший выход газов высокого давления.

Расчеты абсорбции, охарактеризованные выше, можно использовать и для определения десорбции. При двухступенчатой десорбции в колонне высокого давления можно принять давление максимум 14 *кГ/см*², а при одноступенчатой — 7 *кГ/см*². Насыщенный сорбент перед подачей в десорбер подогревают (например, при помощи огневого подогревателя) до температуры 175—260° С в зависимости от желательной глубины извлечения и давления десорбции. Для этого нужно установить состав и количество жидкости и паров, поступающих в ректификационную зону выпарной колонны. Константы равновесия для высоких температур можно взять по данным из главы VI.

Для установления степени десорбции, получаемой при определенном числе равновесных тарелок и определенном соотношении между жидкостью и газом L/V, можно воспользоваться расчетом по коэффициентам

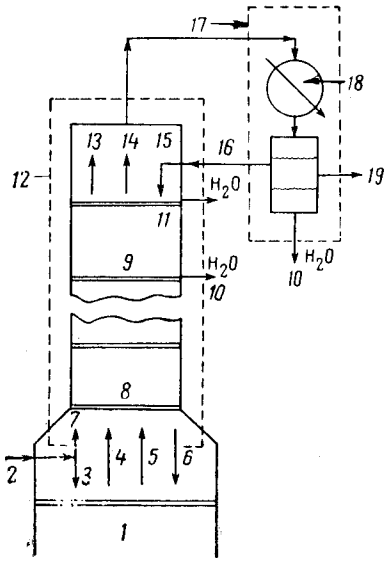


Рис. XIII. 27. Ректификационная зона выпарной колонны (показан состав потоков):

1 — питающая тарелка; *2* — питание; *3* — неиспарившееся питание; *4* — отбензиненный сорбент и извлеченный углеводород; *5* — десорбционный водяной пар; *6* — орошающий сорбент; *7* — испарившееся питание; *8* — нижняя тарелка ректификатора; *9* — вторая тарелка; *10* — отвод воды; *11* — верхняя тарелка ректификатора; *12* — граница ректификационной части колонны; *13* — водяной пар; *14* — углеводородное орошение и целевой продукт; *15* — углеводородное орошение; *16* — орошение; *17* — граница конденсационной части; *18* — конденсатор; *19* — целевой продукт.

отпаривания. Фактически для определения коэффициента извлечения в стационарном состоянии нужно произвести несколько циклов расчетов. В результате применения орошения и вследствие разницы между температурами водяного пара и горячего сорбента можно ожидать наличия в десорбционной зоне выпарной колонны перепада температур порядка 2,8—8° С.

Определив количество водяного пара, в том числе и количество растворенного водяного пара [XIII. 13], выходящего с низа колонны вместе с остаточным продуктом, можно установить примерное количество паров, поступающих в ректификационную зону десорбера. Можно без риска ошибки предположить, что в десорбционной зоне свободная вода не образуется. Метод определения потребного орошения в ректификационной секции предложен Хатчинсоном (Hutchinson) [XIII. 20]. Для упрощения анализа ректификационной секции расчеты можно вести по отдельным потокам (см. рис. XIII. 27). Пары, поднимающиеся в ректификатор с питающей тарелки, состоят из следующих компонентов: 1) испарившейся части питания; 2) отбензиненного сорбента и извлеченных углеводородов; 3) десорбционного водяного пара, не растворенного в тощем сорбенте.

Жидкость на выходе с нижней тарелки ректификационной части колонны состоит в основном из используемого для орошения сорбента и некоторых легких углеводородов. Пары, выходящие с верхней тарелки ректификационной зоны колонны, можно разделить на: 1) водяной пар, который при температуре на верхней тарелке около 93° С смешан с парообразными углеводородами; 2) углеводородное орошение плюс целевой продукт.

Сконденсировавшаяся вода отводится с верхних тарелок ректификационной части колонны. Как показано на рис. XIII. 27, на верхнюю тарелку возвращается в виде орошения лишь сорбент, поскольку отделение его от целевого продукта не представляет трудности.

Для вычисления углеводородного орошения можно воспользоваться тепловым балансом по границе *12* (рис. XIII. 27) при условии, что все другие потоки можно вычислить или определить иным способом. Для определения нагрузки конденсатора можно применить тепловой баланс по границе *17*. Чтобы определить с помощью теплового баланса по границе *12* коэффициент орошения, необходимо установить количество каждого потока следующим путем.

1. Испарившееся питание — путем расчета мгновенного испарения.

2. Отбензиненный сорбент — путем расчета десорбции.

3. Извлеченные углеводороды — путем расчета десорбции.

4. Десорбционный водяной пар — путем расчета десорбции.

5. Количество орошающего сорбента — исходя из общего количества сорбента, поступающего на нижнюю тарелку ректификатора.

6. Водяной пар, выходящий из верхней тарелки ректификатора, вычисляется как неизвестное (количество орошения), деленное на сумму орошения и целевого продукта.

7. Вода, отведенная с тарелок, определяется вычитанием количества шестого потока из четвертого.

Тепловой баланс можно тогда сформулировать с одним неизвестным — количеством орошения и, таким образом, определить это количество. Величину шестого потока можно выразить как

$$W = (R + O)\frac{p_w}{p - p_w},$$

где W — число *кмоль* воды на выходе с верхней тарелки ректификатора; R — число молей углеводорода, возвращаемого для орошения; O — число молей углеводорода, отбираемого в качестве верхнего продукта; p_w — парциальное давление водяного пара при температуре верхней тарелки; p — суммарное давление на верхней тарелке.

Тепловую нагрузку конденсатора можно определить по балансам энтальпии в пределах границы *17*. Количество каждого потока в пределах границы *17* следует определять по уравнениям теплового и материального балансов.

При расчете маслосорбционной установки стационарные количества потоков, поступающих в абсорбер и десорбер, в том случае, когда пары из частичного конденсатора возвращают в абсорбер, приходится определять путем последующих приближений. Вследствие сезонных и эксплуатационных колебаний в составе газа можно ожидать значительных изменений в загрузочной части десорбера, коэффициент запаса, применяемый при расчетах, должен быть высоким [XII. 20]. Поскольку для выпарных колонн характерно высокое соотношение между потоками жидкости и газа, в этих колоннах тарелки и сливные стаканы, расположенные ниже питающей тарелки, должны быть спроектированы с таким расчетом, чтобы они могли справиться с большим количеством жидкости.

ГЛАВА XIV

ФРАКЦИОННАЯ ПЕРЕГОНКА

Фракционная перегонка, как и процесс абсорбции — десорбции, является наиболее широко применяемым методом разделения углеводородов. В этой главе рассматриваются расчеты фракционной перегонки двух-, трех- и многокомпонентных систем, а также вопросы массообмена и гидравлического режима работы колпачковых тарелок и колонн. Более подробно эти вопросы трактуются в [XIV. 2, XIV. 4, XIV. 7, XIV. 11, XIV. 16, XIV. 28, XIV. 39, XIV. 41]. Целью данной главы является изложение некоторых принципов перегонки, а не систематизация всех соотношений, характеризующих работу ректификационных колонн.

Ректификационную колонну [рис. XIV. 1] можно рассматривать как сочетание абсорбционной и выпарной колонн. Внизу ректификационной колонны имеется подогреватель-рибойлер, где за счет частичного испарения флегмы образуется паровая фаза и отгоняются те компоненты, которые должны быть извлечены из нижнего продукта. На верху колонны находится конденсатор, обеспечивающий орошение или избирательную абсорбцию тех компонентов, которые подлежат удалению из верхних продуктов. Ферро, Легатский и Гахмут (Ferro, Legatsti and Hachmuth) [XIV. 18] установили, что в ректификационной колонне одновременно происходят абсорбция и десорбция, и на этой основе разработали свой метод расчета колонны, основанный на вычислении коэффициентов поглощения и отпаривания.

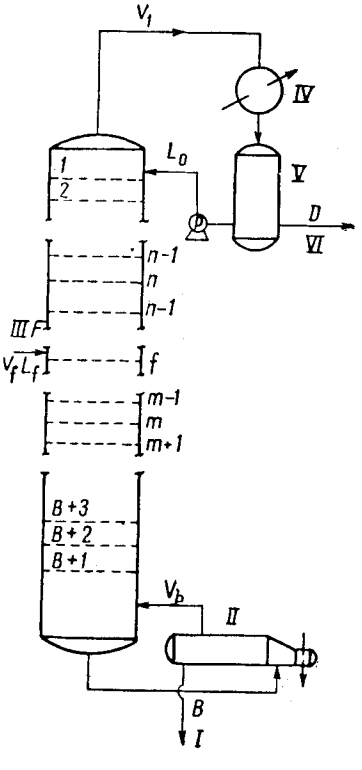


Рис. XIV. 1. Схема фракционирующей колонны с вспомогательным оборудованием и обозначением потоков.

I — нижний целевой продукт; *II* — рибойлер (кипятильник); *III* — питание; *IV* — конденсатор; *V* — сборник орошения; *VI* — дистиллят.

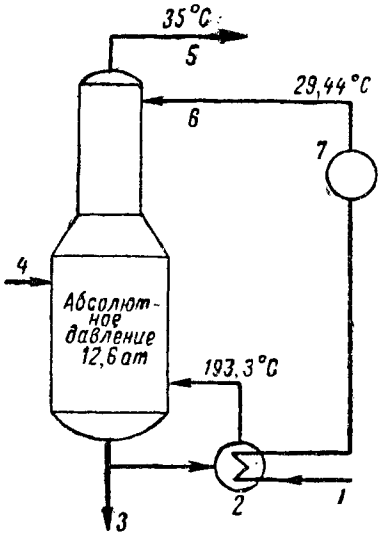


Рис. XIV. 2. Схема потоков деэтанизатора насыщенного сорбента.

1 — из колонны; *2* — кипятильник; *3* — деэтанизированный сорбент; *4* — насыщенный сорбент при 71° С; *5* — сухой газ; *6* — тощий сорбент; *7* — холодильник.

Поскольку теоретически перегонка может осуществляться без каких-либо необратимостей, т. е. поскольку полезная работа теоретически может быть сведена до уровня, термодинамически необходимого для разделения, Бенедикт (Benedict) [XIV. 3] охарактеризовал перегонку как потенциально обратимый процесс. Практически же ректификационные колонны строятся с конечными: числом тарелок, площадями теплообмена в конденсаторах и рибойлерах, что связано с введением некоторых необратимостей.

Если верхний погон нельзя сконденсировать при температуре охлаждающей воды, процессы абсорбции и десорбции объединяют. Примером подобного гибридного процесса является колонна, в которой осуществляется отгон этана из насыщенного сорбента (рис. XIV. 2). Извлечение тяжелых углеводородов, которые должны остаться в нижнем продукте, осуществляется с помощью орошения таким сорбентом; в рибойлере образуются пары, что необходимо для извлечения из нижнего продукта летучих компонентов [XIII. 10]. Допускается

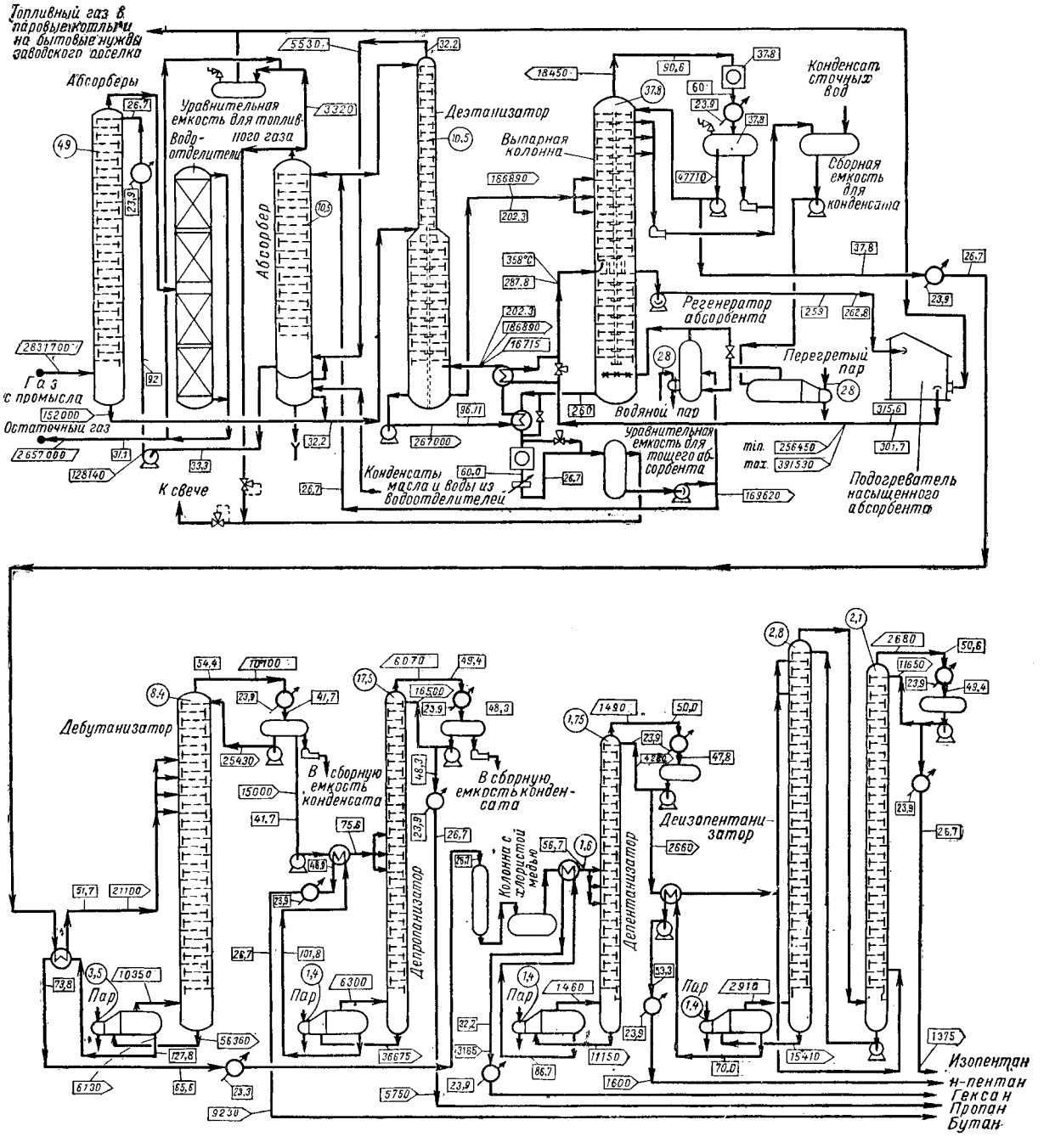


Рис. XIV. 3. Технологическая схема газобензинового завода.

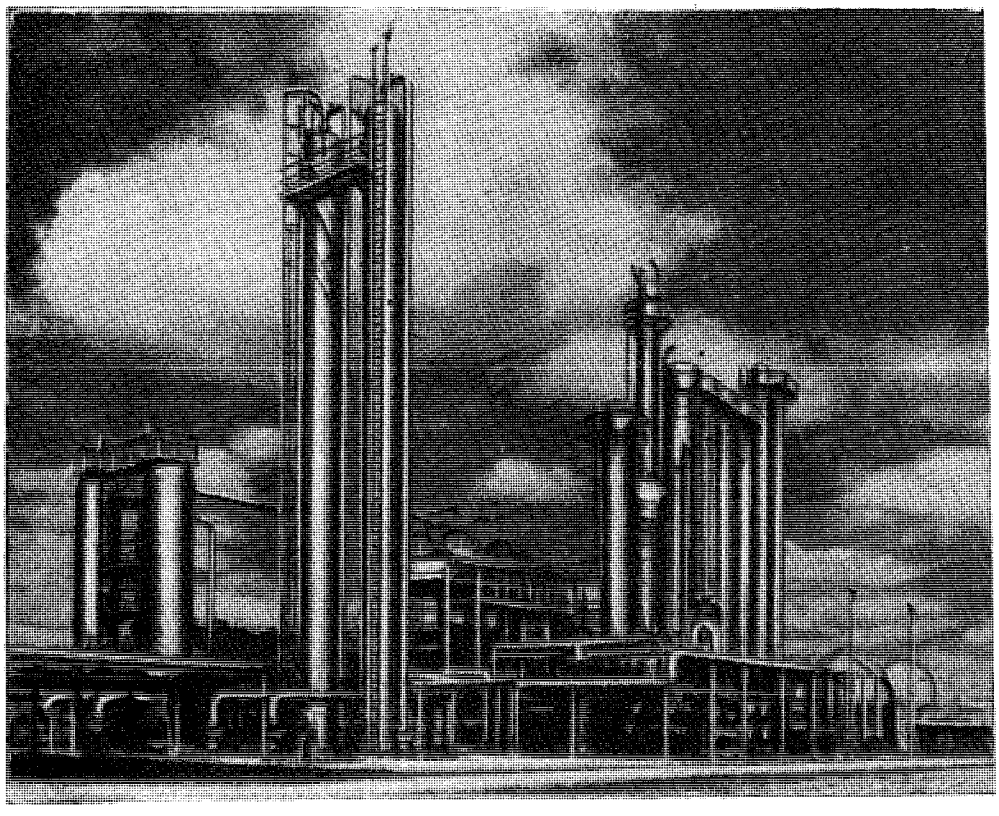


Рис. XIV. 4. Общий вид газобензинового завода в Панаме.

уменьшение диаметра колонны над питающей тарелкой, поскольку объем потока жидкости в верхней части колонны значительно меньше, чем в нижней, выпарной части. В некоторых случаях десорбционные пары, вырабатываемые рибойлером, дополняют парообразными углеводородами, вводимыми под тарелку, находящуюся где-то между рибойлером и питающей тарелкой.

На рис. XIV. 3 схематически показано сочетание процессов в типовом газобензиновом заводе [XIV. 37a]. На этой схеме обозначены главные производственные установки и указаны условия их работы (температура и давление). На рис. XIV. 4 показан общий вид того же завода.

Главным предварительным условием разделения жидкой и парообразной фаз путем массообмена является благоприятное соотношение равновесия этих фаз. Относительная летучесть компонентов, подлежащих разделению, должна быть достаточно высокой, чтобы обеспечить разделение без чрезмерных затрат тепловой энергии и значительного увеличения числа тарелок. Коэффициенты распределения и другие термодинамические свойства углеводородов уже были рассмотрены в главах III—VI.

§ 1. ПЕРЕГОНКА ДВУХКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ

Ниже излагаются три основных метода расчета числа равновесных ступеней в ректификационной колонне: 1) графический метод Мак Кэба — Тиле (McCabe — Thele), в котором не используются непосредственно соотношения энергии; 2) метод Поншона — Савари (Ponchon — Savarit), в котором фазовое поведение и термическое поведение объединены в единую графическую процедуру, и 3) аналитический метод.

1. ГРАФИЧЕСКИЙ МЕТОД МАК КЭБА — ТИЛЕ

Метод Мак Кэба — Тиле [XIV. 33] позволяет быстро, хотя и не совсем точно, определить соотношения важнейших переменных параметров для расчета равновесных ступеней при перегонке двухкомпонентных систем. Несмотря на простоту этого метода, единственное допущение, которое при этом приходится делать, — это то, что соотношение между жидкостью и паром в адиабатической части колонны остается неизменным.

Как показано на рис. XIV. 1, общий материальный баланс по верхней части колонны охватывает потоки V_{n+1}, L_n и D, что дает следующее уравнение материального баланса:

$$V_{n+1} = L_n + D. \qquad \text{(XIV. 1)}$$

Компонентный материальный баланс по этой же части колонны

$$V_{n+1}y_{n+1} = L_n x_n + Dx_D; \qquad \text{(XIV. 2а)}$$

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{Dx_D}{V_{n+1}}, \qquad \text{(XIV. 2б)}$$

где V_{n+1} — число молей пара на выходе с тарелки $n+1$; y_{r+1} — мольная доля наиболее летучего компонента в V_{n+1}; L_n — число молей жидкости на выходе с тарелки n; x_n — мольная доля наиболее летучего компонента в L_n; D — число молей верхнего продукта, отбираемого из колонны; x_D — мольная доля наиболее летучего компонента в верхнем продукте.

Поскольку мы исходим из предположения о наличии в колонне стационарных условий, величины V, L и D можно считать показателями как массовой скорости потока, так и самого массопотока. Уравнения (XIV. 2а) и (XIV. 2б) характеризуют составы смежных противоточных потоков пара и жидкости в показателях расходов жидкости и пара в данной точке колонны и выхода дистиллята.

Уравнение (XIV. 2б) часто называют уравнением рабочей линии. Чтобы упростить построение рабочей линии, предположим, что соотношение L/D для потока жидкости постоянно. Тогда

$$y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{D}{V} x_D. \qquad \text{(XIV. 3)}$$

Следовательно, для колонны, работающей при стационарном режиме, зависимость состава пара от состава жидкости в мольных долях будет представлять прямую линию (рис. XIV. 5).

При подстановке в уравнение (XIV. 3) $x_n = x_D$ $y_{n+1} = x_D$. Значит, точка (x_D, y_1) будет находиться на линии, проходящей под углом 45° через точку начала координат ($x = 0$; $y = 0$) и точку ($x = 1$; $y = 1$). Построение рабочей линии с наклоном L/V, т. е. линии, соответствующей составам контактирующих потоков, показано на рис. XIV. 5.

Разрыв рабочей линии вызван введением в колонну питания. Компонентный баланс по нижней части колонны дает

$$V'_{m+1}y_{m+1} = L'_m x_m - Bx_B, \qquad \text{(XIV. 4)}$$

где V'_{m+1} — число молей пара на выходе из тарелки $m+1$, расположенной ниже питающей тарелки; y_{m+1} — мольная доля наиболее летучего компонента в V_{m+1}; L'_m — число молей жидкости на выходе из тарелки m, расположенной ниже питающей тарелки; B — число молей в нижнем продукте; x_B — мольная доля наиболее летучего компонента в нижнем продукте.

При неизменном мольном соотношении жидкости и пара в отгонной части колонны

$$y_{m+1} = \frac{L'}{V'} x_m - \frac{Bx_B}{V'}. \qquad \text{(XIV. 5)}$$

Требованию о неизменном соотношении между жидкостью и паром в каждой части колонны удовлетворяет колонна, в которой:

1) нет теплообмена с окружающей средой, кроме как в кипятильнике-рибойлере и конденсаторе-холодильнике верхнего продукта;

2) мольная теплота испарения остается постоянной по всему интервалу содержания компонентов, который охвачен перегонкой.

Если пренебречь такими факторами, как унос, нетрудно убедиться, что эти условия вполне достаточны для сохранения постоянного соотношения L/V или постоянного молекулярного переноса во всех частях колонны. Это будет показано в дальнейшем при рассмотрении точного метода расчета перегонки двухкомпонентных смесей, предложенного Поншоном — Савари.

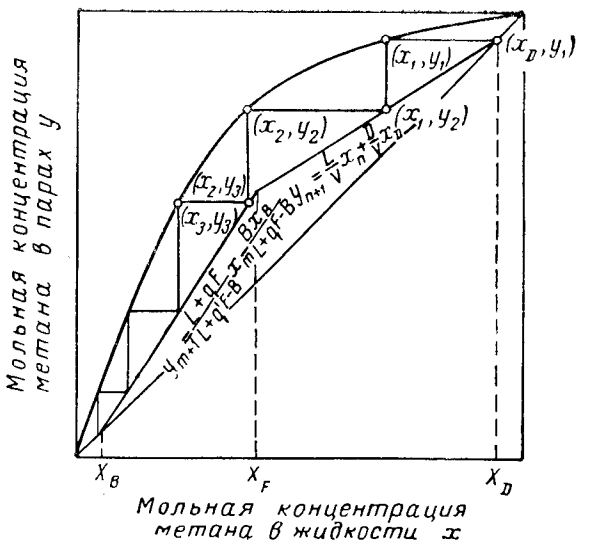


Рис. XIV. 5. Построение диаграммы Мак Кэба — Тиле для полной колонны.

Чтобы увязать между собой уравнения (XIV. 3) и (XIV. 5), вводим параметр q', определяющий состояние питания:

$$L' = q'F + L, \qquad \text{(XIV. 6)}$$

где q' — число молей насыщенной жидкости, образующейся на питающей тарелке при вводе 1 *моля* питания; F — число молей питания.

Из диаграммы энтальпия — концентрация видно, что

$$q' = \frac{H_{SV} - h_F}{H_{SV} - h_{SL}}. \qquad \text{(XIV. 7а)}$$

Если указанное выше требование 2 оказывается удовлетворенным при составе, близком к составу питания, то

$$q' = \frac{H_{SV} - h_F}{H_{SV} - h_{SL}}, \qquad \text{(XIV. 7б)}$$

где H_{SV} — энтальпия насыщенного пара в *ккал/кмоль*; h_F — энтальпия питания в *ккал/кмоль*; h_{SL} — энтальпия насыщенной жидкости в *ккал/кмоль*.

Из уравнения (XIV. 7б):

если $h_F = H_{SV}$, то $q' = 0$;

если $h_F = h_{SL}$, то $q' = 1{,}0$;

если $h_F > H_{SV}$, то $q' < 0$;

если $h_F < h_{SL}$, то $q' > 1{,}0$.

Поскольку $V' = L'—B$, уравнение (XIV. 5) можно выразить в другой, более удобной форме:

$$y_{m+1} = \frac{L + q'F}{L + q'F - B} x_m - \frac{Bx_B}{L - q'F - B}. \quad \text{(XIV. 8)}$$

Это и будет уравнение рабочей линии отгонной секции колонны.

Другое выражение для V' можно получить, написав материальный баланс по питающей тарелке:

$$L + V' + F = L' + V;$$

$$V' = L + q'F + V - L - F = F(q' - 1) + V. \quad \text{(XIV. 9)}$$

Другой способ определения рабочей линии для одной части колонны по рабочей линии другой части и по концентрации и состоянию питания заключается в совместном решении уравнений (XIV. 3) и (XIV. 8) при условии, что точки пересечения удовлетворяют требованию

$$(x_n, y_{n+1}) = (x_m, y_{m+1}).$$

В результате решения [XIV. 2, XIV. 11] получаем уравнение линии q, которая является геометрическим местом точек пересечения рабочих линий верхней и нижней секций колонны:

$$y = \frac{q'}{q' - 1} x - \frac{x_F}{q' - 1}. \quad \text{(XIV. 10)}$$

Наклон $q'/(q'—1)$ кривой для этого уравнения определяется исключительно состоянием q' питания. Линия, соответствующая уравнению (XIV. 10), проходит через точку ($y = y_F$, $x = x_F$), лежащую на прямой равного состава, угол наклона которой равен 45°.

На рис. XIV. 6 показано влияние состояния питания q' на пересечение рабочих линий отгонной и укрепляющей секций колонны при неизменных прочих условиях. Влияние качества питания на потребное число равновесных ступеней можно определить посредством расчета по отдельным ступеням.

При нанесении на диаграмму $y—x$ результатов весьма точных расчетов по отдельным тарелкам рабочие линии могут представлять собой кривые. Однако метод Мак Кэба — Тиле позволяет получить достаточно точный расчет перегонки с использованием диаграмм «энтальпия — концентрация» (XIV. 40, XIV. 44).

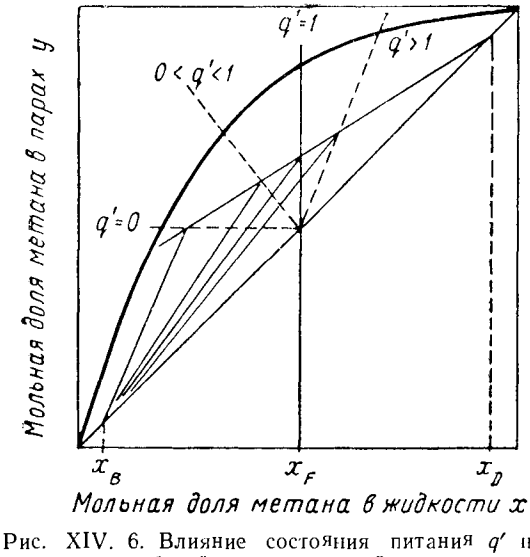


Рис. XIV. 6. Влияние состояния питания q' на положение рабочей линии отгонной секции колонны для бинарной системы метан — этан при 35 *ат*.

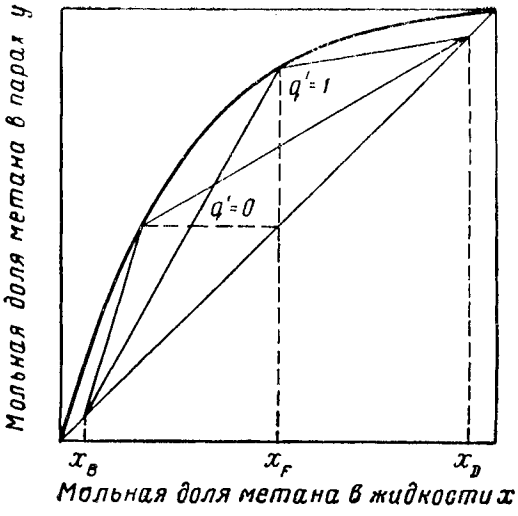


Рис. XIV. 7. Влияние состояния питания на коэффициент минимального орошения для бинарной смеси метан — этан при 35 *ат*.

Метод Мак Кэба — Тиле был успешно применен и для приближенных расчетов перегонки многокомпонентных смесей (XIV. 22, XIV. 23, XIV. 25).

Важными теоретическими параметрами для данной степени разделения являются коэффициент минимального внешнего орошения $(L_0/D)_{min}$ и минимальное число теоретических тарелок. Коэффициент минимального орошения соответствует коэффициенту орошения, необходимому для данного разделения при бесконечно большом числе теоретических тарелок. Коэффициент минимального орошения соответствует также минимальным теоретическим затратам энергии, при которых может быть проведена данная перегонка. Рабочие линии, соответствующие коэффициенту минимального орошения при неизменном составе, но различном состоянии питания, показаны на рис. XIV. 7. По наклону рабочих линий можно непосредственно определить $(L/V)_{min}$. Зависимость коэффициента минимального внешнего орошения $(L_0/D)_{min}$ от коэффициента минимального внутреннего орошения $(L/V)_{min}$ выражается соотношением

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = \frac{(L_0/D)_{min}}{(L_0/D)_{min} + 1}. \quad \text{(XIV. 11)}$$

Из рис. XIV. 7 видно, что сила, побуждающая массообмен в местах пересечения рабочими линиями равновесной линии, уменьшается до нуля. Зона нулевой побудительной силы известна под названием зоны бесконечного числа тарелок, в пределах которой при переходе от одной тарелки к другой разделение не происходит. При разделении двухкомпонентных смесей легких углеводородов вследствие правильной формы равновесной линии можно ожидать совпадения зоны бесконечного числа тарелок с пересечением линии q и равновесной линии. Это может, однако, не происходить, если жидкая фаза обнаруживает серьезные отклонения от идеального раствора [XIV. 7].

Минимальное число теоретических тарелок соответствует условию полного орошения: $L/V = 1{,}0$ или $L_0/D \to \infty$. В этих условиях рабочая линия совпадает с прямой равного состава. Расчет минимального числа равновесных ступеней для данного разделения приве-

ден на рис. XIV. 8. При данном давлении минимальное число равновесных ступеней зависит только от состава продукта и константы равновесия.

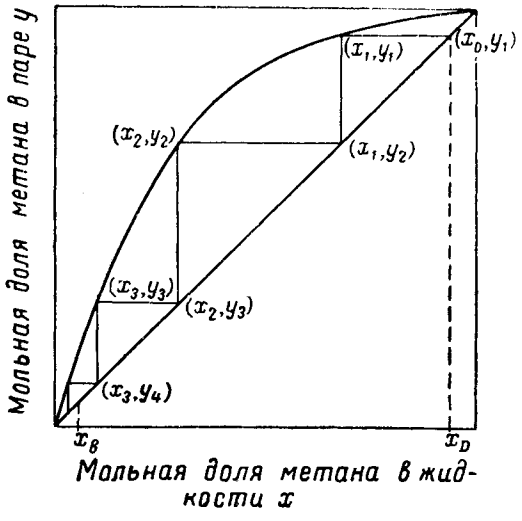


Рис. XIV. 8. Расчет минимального числа теоретических тарелок для бинарной системы метан — этан при 35 *ат*.

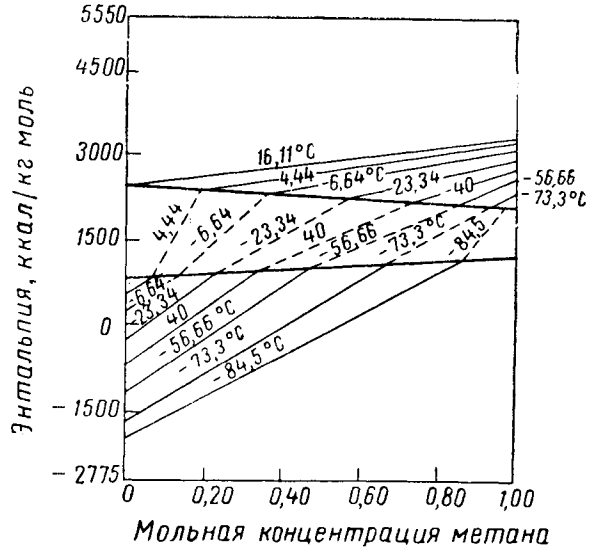


Рис. XIV. 9. График энтальпия — концентрация для системы метан — этан, находящейся под абсолютным давлением 35 *кГ/см²*.

2. МЕТОД ПОНШОНА — САВАРИ (PONCHON — SAVARIT) С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ДИАГРАММ ЭНТАЛЬПИЯ — КОНЦЕНТРАЦИЯ

В этом разделе излагается метод поступенчатого расчета перегонки двухкомпонентных смесей, разработанный Поншоном [XIV. 40] и Савари [XIV. 44]. В литературе имеются многочисленные указания о применении этого метода и для расчета перегонки других смесей [XIV. 43, XIV. 56, XIV. 57, XIV. 59]. Этот метод основан на применении диаграмм энтальпия — концентрация и констант равновесия. При надлежащем выборе таких параметров, как энтальпия и масса, тепловые и материальные потоки можно складывать или вычитать линейно графическим путем.

На рис. XIV. 9 показана характерная диаграмма энтальпия — концентрация для смеси метан — этан, находящейся под абсолютным давлением 35 *кГ/см²*. Геометрические места энтальпий насыщенной жидкости и пара показаны вместе с несколькими равновесными изотермами. Величины энтальпии смесей метана и этана экспериментально не установлены, но были вычислены при допущении идеальности растворов как в парообразной, так и в жидкой фазах. Показано несколько изотерм в зонах перегретого пара и переохлажденной жидкости.

Координатами графика могут быть или *ккал/кг·моль* — мольная концентрация, или *ккал/кг* — весовая концентрация.

Точное определение материальных и тепловых балансов для двухкомпонентных смесей может быть выполнено по диаграмме энтальпия — концентрация. Применим этот метод для технологических схем, изображенных на рис. XIV. 10 и XIV. 11. На рис. XIV. 10 показан адиабатический

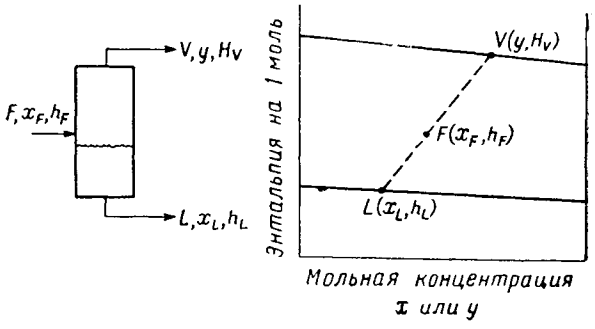


Рис. XIV. 10.
Схема одноступенчатого разделения сырья.

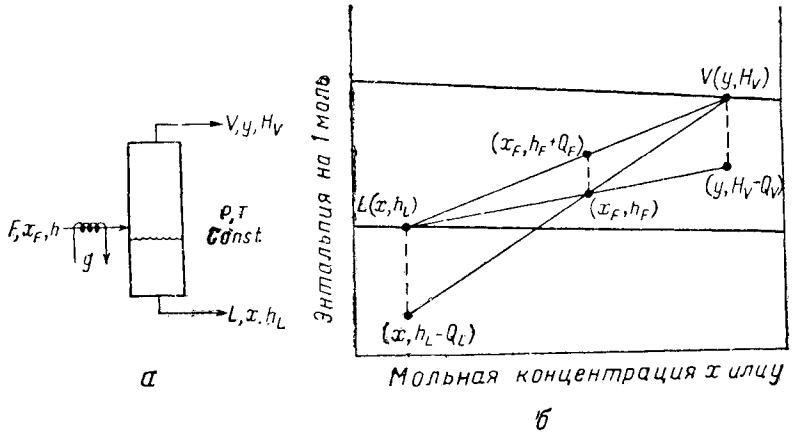


Рис. XIV. 11.
а — одноступенчатое разделение с дополнительным подогревом сырья; *б* — построение материального и теплового баланса в схеме *а*.

процесс, а на рис. XIV. 11 — неадиабатический, при котором к смеси добавляют определенное количество тепла q. Составы потоков F, V и L выражаются соответственно x_F, y и x.

Уравнения материального и теплового балансов для схемы, представленной на рис. XIV. 10, таковы:

общий материальный баланс

$$F = V + L; \qquad \text{(XIV. 12)}$$

компонентный материальный баланс

$$Fx_F = Vy + Lx; \qquad \text{(XIV. 13)}$$

общий тепловой баланс

$$Fh_F = VH_V + Lh_L, \qquad \text{(XIV. 14)}$$

где H_V — энтальпия пара на единицу массы; h_L — энтальпия жидкости на единицу массы; h_F — энтальпия питания на единицу массы.

Исключив F из уравнений (XIV. 12) и (XIV. 13), а также (XIV. 12) и (XIV. 14), получим

$$\frac{V}{L} = \frac{h_F - h_L}{H_V - h_F} = \frac{x_F - x}{y - x_F}. \qquad \text{(XIV. 15)}$$

При исключении L получим

$$\frac{V}{F} = \frac{h_F - h_L}{H_V - h_L} = \frac{x_F - x}{y - x}. \qquad \text{(XIV. 16)}$$

а после исключения V

$$\frac{L}{F} = \frac{H_V - h_F}{H_V - h_L} = \frac{y - x_F}{y - x}. \qquad \text{(XIV.17)}$$

Уравнения (XIV. 15)—(XIV. 17) показывают, что соотношения величины потоков могут быть получены по координатам величин энтальпии или концентрации. Правые члены уравнения (XIV. 15) можно преобразовать:

$$\frac{H_V - h_F}{y - x_F} = \frac{h_F - h_L}{x_F - x}. \qquad \text{(XIV. 18)}$$

Точно так же из уравнения (XIV. 17) получим

$$\frac{H_V - h_F}{y - x_F} = \frac{H_V - h_L}{y - x}. \qquad \text{(XIV. 19)}$$

Комбинация уравнений (XIV. 18) и (XIV. 19) дает

$$\frac{H_V - h_F}{y - x_F} = \frac{h_F - h_L}{x_F - x} = \frac{H_V - h_L}{y - x}. \qquad \text{(XIV. 20)}$$

По этим уравнениям видим, что три точки с координатами

$$(x_F, h_F), \quad (x, h_L) \quad \text{и} \quad (y, H_V)$$

должны лежать на прямой линии (рис. XIV. 10, *б*).

Так как L и V, находящиеся в равновесии, приходятся на концы соединительной линии, F расположено в точке (x_F, h_F) между ними.

Направление V или L можно изменить, чтобы показать, что точка, изображающая разность между двумя потоками, также лежит на изотермах, соответствующих двум данным потокам. В этом случае точка, выражающая разность между двумя потоками, находится вне двухфазного парожидкостного участка изотермы. Расположение точки разности устанавливается приложением правила плеча рычага к соотношениям величин потоков. Следует подчеркнуть, что, хотя в данном случае рассматривается равновесное разделение, применять этот метод анализа можно не только для фаз, находящихся в равновесии.

Неадиабатическое состояние (рис. XIV.11, *а*) дает следующие уравнения баланса:

общий материальный баланс

$$F = V + L; \qquad \text{(XIV. 21)}$$

компонентный материальный баланс

$$Fx_F = Vy + Lx; \qquad \text{(XIV. 22)}$$

общий тепловой баланс

$$Fh_F + q = VH_V + Lh_L. \qquad \text{(XIV. 23)}$$

Общее количество теплоты q можно представить на диаграмме энтальпия — концентрация следующим образом:

$$q = FQ_F = VQ_V = LQ_L, \qquad \text{(XIV. 24)}$$

где Q_F, Q_V и Q_L — количество теплоты, поглощенной системой извне на единицу массы F, V и L соответственно. Эти определения позволяют сочетать теплопоток q с любым из массопотоков. Преобразования, подобные проделанным в отношении системы (рис. XIV. 10, *а* и *б*), дают следующие уравнения:

$$\frac{(h_F + Q_F) - h_L}{x_F - x} = \frac{H_V - (h_F + Q_F)}{y - x_F} = \frac{H_V - h_L}{y - x}, \qquad \text{(XIV. 25)}$$

$$\frac{H_F - (h_L - Q_L)}{x_F - x} = \frac{H_V - h_F}{y - x_F} = \frac{H_V - (h_L - Q_L)}{y - x}, \qquad \text{(XIV. 26)}$$

$$\frac{h_F - h_L}{x_F - x} = \frac{(H_V - Q_V) - h_F}{y - x_F} = \frac{(H_V - Q_V) - h_L}{y - x}. \qquad \text{(XIV. 27)}$$

Эти зависимости представлены на рис. XIV. 11, *б*. Здесь для определения соотношения величин массопотоков применяется правило плеча рычага. Уравнения (XIV. 25)—(XIV. 27) получены сочетанием теплопотока q с F, V и L.

Эффект смешивания тепла с частным потоком вызывает вертикальное отклонение от точки, действительно характеризующей свойства этого массопотока. Отклонение определяется направлением массопотока, а также направлением q (q считается положительным, когда теплота поглощается извне). Направление смещения можно характеризовать так:

1. Массопоток направлен внутрь, q внутрь: смещение вверх или +

2. Массопоток направлен наружу, q наружу: смещение вверх или +

3. Массопоток направлен внутрь, q наружу: смещение вниз или —

4. Массопоток направлен наружу, q внутрь: смещение вниз или —

На рис. XIV. 11, *б* показан четвертый случай, когда q сочетается с L либо V, и первый случай, когда q сочетается с F. Величина смещения равна q, деленному на массу потока, с которым происходит сочетание.

Тремя основными определениями, производимыми при расчетах по методу Поншона — Савари, являются:

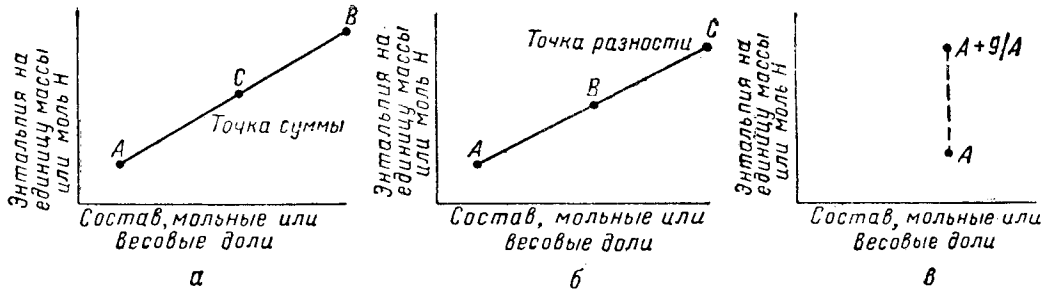


Рис. XIV. 12. Три основные операции, проводимые на диаграмме энтальпия — концентрация.
а — сложение; *б* — вычитание; *в* — совмещение тепловых и массопотоков.

1) определение суммы двух потоков для получения качества и количества третьего потока (так называемая точка суммы);

2) определение разности двух потоков для получения третьего потока или сочетания потоков (так называемая точка разности);

3) совмещение чисто теплового потока с одним из потоков массы.

Эти схемы расчетов показаны на рис. XIV. 12. Рассчитывать по методу Поншона—Савари можно и аналитически [XIV. 35]. Однако аналитический расчет менее удобен по сравнению с предыдущим методом.

3. РАСЧЕТ РАВНОВЕСНЫХ СТУПЕНЕЙ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕННОГО КОНЕЧНОГО КОЭФФИЦИЕНТА ОРОШЕНИЯ

Полная ректификационная колонна (рис. XIV. 1) связана с пятью внешними потоками: F, B, D, q_c и q_s, где q_c — тепло, переданное в конденсаторе; q_s — тепло, переданное в ректификационной колонне.

Сочетая

1) q_s с B, q_c с D;
2) q_s с F, q_c с D;
3) q_c с F, q_s с B,

получаем три различные линии общего теплового и материального баланса. Эти три линии (рис. XIV. 13) показывают, как теплопотоки совмещаются с различными массопотоками.

Хотя на рис. XIV. 13 показано, каким образом можно построить линии общего материального и теплового баланса, предстоит еще уяснить взаимосвязь внутренних потоков. При наличии полного конденсатора состав дистиллятного продукта не отличается от состава y_1 пара, выходящего с верхней тарелки. До ввода питания разность между D и q_c/D по массе и энергии точно равна разности по массе и энергии между любыми двумя потоками, проходящими в контакте по колонне. Изобразим это при помощи следующих обозначений:

$$\left| h_D - \frac{q_c}{D} \right| = \left| H_{V_1} - h_{L_0} \right| = \left| H_{V_2} - h_{L_1} \right| = \\ = \left| H_{V_3} - h_{L_2} \right| = \ldots \qquad \text{(XIV. 28)}$$

Но $(h_D - q_c/D)$ должно дать определенную точку, лежащую выше точки с координатами (x_D, h_D) на расстоянии q_c/D от нее, а именно точку, характеризующую сочетание q_c/D и D. Это — точка (x_D, H_{Δ_1}) на рис. XIV. 14. Таким образом, все линии разности, идущие сверху вниз до питающей тарелки, сходятся в верхней точке разности (x_D, H_{Δ_1}). Пар V_1 состава y_1 находится в равновесии с (x_1, h_{L_1}) на линии насыщенной жидкости (точка V). Точка $(y_2 H_{V_2})$ находится на пересечении линии разности (x_1, h_{L_1}) (x_D, H_{Δ_1}) с линией насыщенного пара. При ином возможном построении линий равновесия и разности потоки рассматриваются снизу вверх до точки, где вводится питание. Оптимальное место ввода питания с точки зрения числа потребных тарелок и не-

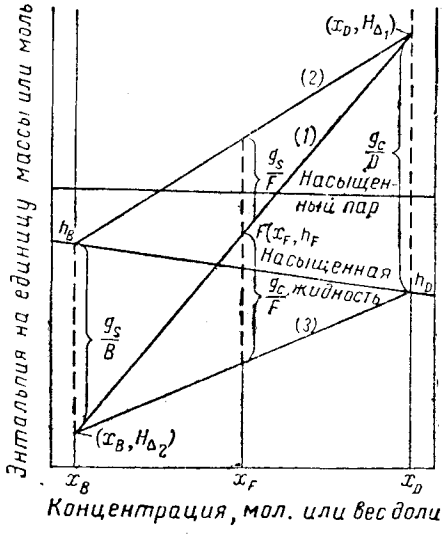


Рис. XIV. 13. Совмещение теплопотоков с различными массопотоками в полной колонне.

обходимой подготовки питания обычно находится на пересечении соединительной линии с линией общего теплового и материального баланса.

Переход с одной точки разности на другую равнозначен введению питания. Расчеты продолжают, как показано на рис. XIV. 14 (используя в отгонной части колонны нижнюю точку разности x_B, H_{Δ_2}), пока не будет достигнут состав нижнего продукта x_B. Общее число теоретических тарелок в колонне можно получить, сосчитав число изотерм или соединительных линий, начерченных во время построения. Фракционные равновесные ступени можно вычислить путем интерполяции вдоль линий насыщенного пара или насыщенной

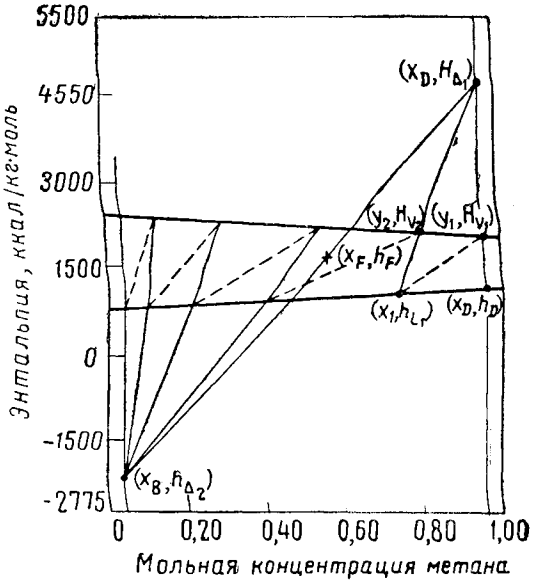


Рис. XIV. 14. Расчет полной фракционирующей колонны при определенном конечном коэффициенте орошения.

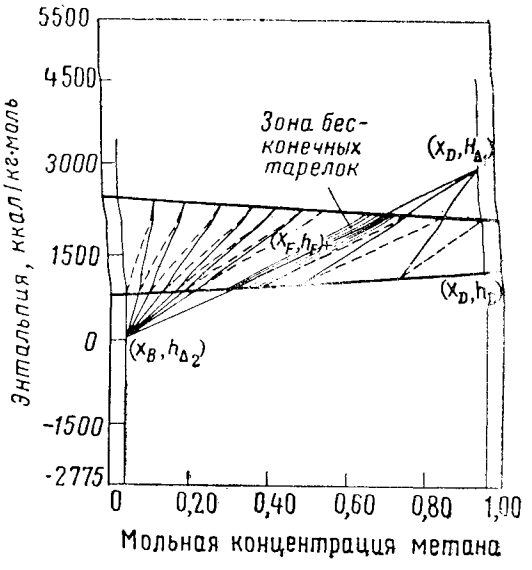


Рис. XIV. 15. Определение минимального коэффициента орошения для системы метан — этан, находящейся под абсолютным давлением 35 кГ/см².

жидкости. Коэффициент наружного орошения L_0/D для рис. XIV. 14 характеризуется отношением величин линий

$$\overline{(y_1, H_{V_1})\,(x_D, H_{\Delta_1})} \text{ и } \overline{(y_1, H_{V_1})\,(x_D, h_D)}.$$

4. МИНИМАЛЬНЫЙ КОЭФФИЦИЕНТ ОРОШЕНИЯ

Минимальным коэффициентом орошения, необходимым для данного разделения, будет наивысший коэффициент орошения, для которого изотерма и линия разности совпадут. При определении минимального коэффициента орошения представим, что все изотермы являются линиями разности; изотермы, лежащие над питанием, продолжаются до пересечения с линией $x = x_D$, а лежащие под линией питания — до пересечения с линией $x = x_B$. Представляют интерес наивысшая точка пересечения над линией питания и наинизшая — под этой линией, поскольку они характеризуют наивысшие коэффициенты орошения, удовлетворяющие критерию минимального коэффициента орошения.

Наконец, проводят линии через эти две точки и через точку питания, чтобы установить наивысший коэффициент орошения из двух. Графический метод определения минимального коэффициента орошения показан на рис. XIV. 15. Обычно для двухкомпонентных углеводородных смесей и для систем, характеризующихся правильным равновесным поведением, изотерма, проведенная через точку питания и продолженная, соответствует минимальному коэффициенту орошения, который дает зону постоянного состава у питающей тарелки. Для таких систем, как этанол — вода, которые значительно отклоняются от идеальных систем в жидкой фазе, зона бесконечных ступеней может быть расположена и в другом месте.

5. МИНИМАЛЬНОЕ ЧИСЛО РАВНОВЕСНЫХ СТУПЕНЕЙ

Минимальное число равновесных ступеней, необходимое для проведения данного разделения, соответствует состоянию полного орошения:

$$\frac{L_0}{D} \to \infty \text{ или } \frac{L}{V} = 1{,}0$$

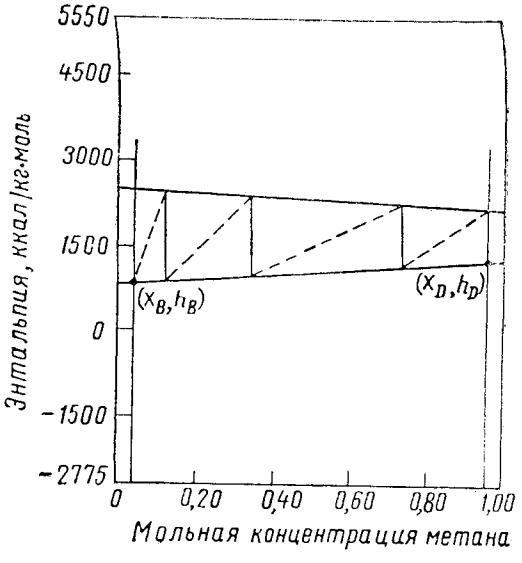


Рис. XIV. 16. Определение минимального числа ступеней равновесия для системы метан — этан, находящейся под абсолютным давлением 35 кГ/см².

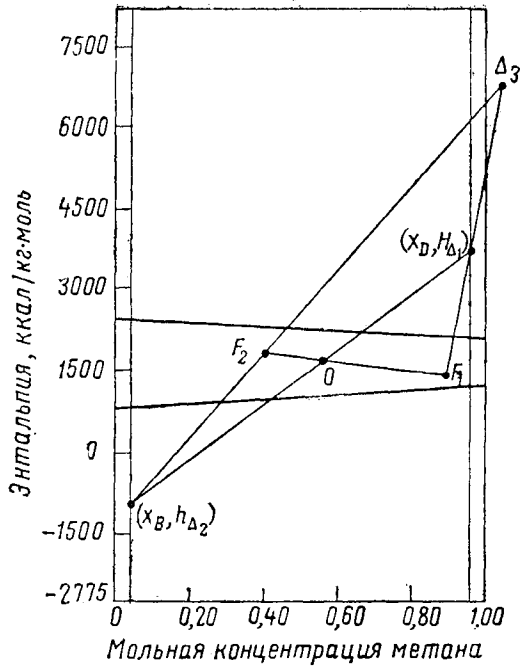


Рис. XIV. 17. Определение расположения точки разности для колонны с двойным питанием, фракционирующей двойную систему метан — этан с абсолютным давлением 35 *кГ/см²*.

Этому требованию удовлетворяет диаграмма энтальпия — состав, когда верхняя и нижняя точки разности расположены соответственно в $+\infty$ и $-\infty$. Построение по таким точкам разности показано на рис. XIV. 16. Линии разности теперь стали вертикальными, поскольку потоки, проходящие рядом, имеют одинаковый состав.

6. ДРУГИЕ РАСЧЕТЫ

В литературе имеются сведения о применении графического метода Поншона—Савари и для других расчетов. Для колонны с двойным питанием имеются три точки разности. Положение точки O для суммы питаний F_1 и F_2 определяют приложением принципа плеча рычага:

$$\frac{\text{Масса } F_1}{\text{Масса } F_2} = \frac{\overline{OF_2}}{\overline{OF_1}}.$$

Построение точек разности для колонны с двумя потоками питания показано на рис. XIV. 17.

Коэффициент полезного действия одной тарелки по пару (коэффициент Мерфри)

$$\eta_0 = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}, \qquad \text{(XIV. 29)}$$

где y_n, y_{n+1} — действительный состав пара, а y_n^* — состав пара, который был бы в равновесии со средним составом жидкости x_n.

Это уравнение передает эффективность контакта на одной тарелке на основе состава паровой фазы.

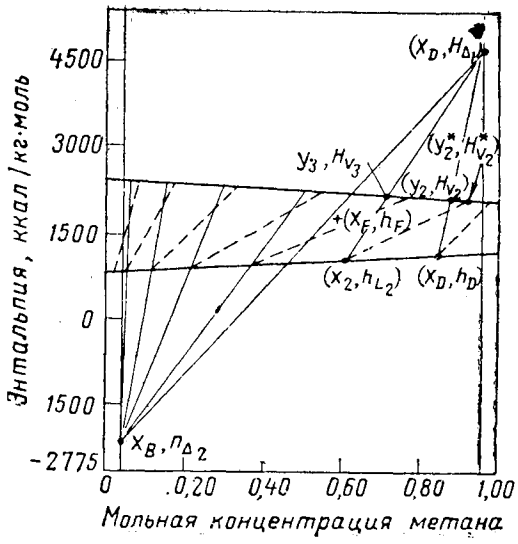


Рис. XIV. 18. Ввод точечной эффективности (по Мерфри) по паровой фазе в уравнение Поншона—Савари.

Поскольку эффективность для одной тарелки может не быть равна общей эффективности для всей колонны [XIV. 36], иногда необходимо включить эффективность тарелки в расчеты, производимые по отдельным ступеням равновесия. На рис. XIV. 18 приведен пример расчетов для нескольких ступеней.

Когда кривые энтальпии—концентрации для парообразной и жидкой фаз, построенные на мольной основе, параллельны, результаты вычислений по методам Поншона—Савари и Мак Кэба—Тиле совпадают. При отсутствии термодинамических показателей той или иной смеси достаточно правильную взаимозависимость между энтальпией и составом для углеводородных систем можно вывести на основе скрытой теплоты испарения чистого компонента, исходя из предположения, что раствор идеальный.

К числу других многоступенчатых колонн, которые были успешно рассчитаны при помощи метода Поншона—Савари, относятся колонны с многократной подачей питания [XIV. 59], отводом боковых погонов [XIV. 59], парциальным конденсатором [XIV. 59], промежуточным нагревом или охлаждением между ступенями [XIV. 30], использованием сочетания рибойлера и острого пара [XIV. 30], использованием острого пара, полностью смешивающегося с жидкой фазой [XIV. 7], разгонкой смеси, имеющей две жидкие фазы [XIV. 30], двойными колоннами типа Линде [XIV. 43, XIV. 59].

Большое число различных технологических вариантов колонн, рассчитанных по этому методу, свидетельствует о его универсальности.

7. АНАЛИТИЧЕСКИЙ МЕТОД РАСЧЕТА ФРАКЦИОННОЙ ПЕРЕГОНКИ ДВУХКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ

Аналитические методы расчета фракционной перегонки на основе принципа ступеней равновесия были разработаны для многокомпонентных смесей при допущении постоянной относительной летучести и постоянного мольного перетока [XIV. 37, XIV. 55]. Общие уравнения были получены из принципов; положенных в ос-

нову аналитических методов расчета фракционирования двухкомпонентных [XIV. 52] и трехкомпонентных смесей [XIV. 53, XIV. 54].

Аналитические расчеты фракционирования двухкомпонентных смесей применяют в тех многочисленных случаях, когда производится фракционная перегонка двух компонентов одного гомологического ряда, с близкими интервалами выкипания.

Данный метод [XIV. 7], как и другие [XIV. 48, XIV. 62], предполагает, что относительная летучесть и мольный переток во всех частях колонны постоянны. Вследствие неточностей, неизбежно присущих графическим методам, аналитический метод может быть сравнительно точен и удобен для расчета фракционирования, требующего большого числа ступеней. Хотя очевидно, что основными уравнениями, используемыми для ступенчатых расчетов, являются уравнения конечной разности [XIV. 51], разработанная методика строится исключительно на алгебраических уравнениях [XIV. 7].

Из предположения о постоянной относительной летучести вытекает, что

$$\alpha = \frac{K_a}{K_b} = \text{const}, \qquad \text{(XIV. 30)}$$

где $K_a = y/x$ — константа более летучего компонента a;
$K_b = y/x$ — менее летучего компонента b.

Уравнение (XIV. 30) можно записать через мольную долю y компонента a в парообразной фазе и мольную долю x компонента a в жидкой фазе:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}. \qquad \text{(XIV. 31)}$$

После линейного преобразования координат (рис. XIV. 19) угол наклона рабочих линий равен 45°. Заштрихованная полоса, представляющая участок

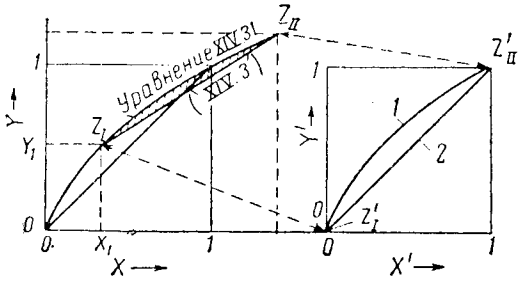


Рис. XIV. 19. Преобразование координат, необходимое для аналитического расчета фракционирования двойных систем.
1 — уравнение (XIV. 31), преобразованное в (XIV. 40); *2* — уравнение (XIV. 3), преобразованное для $y'_{n+1} = x'_n$.

между рабочей линией в ректификационной части и равновесной линией, может после преобразования находиться между линией с углом наклона 45° и преобразованной равновесной линией в новой плоскости $x' - y'$. При этом рабочая линия упрощается, но новая равновесная линия отличается несколько большей сложностью. Необходимые преобразования таковы:

$$x' = \frac{x - x_I}{x_{II} - x_I}; \qquad \text{(XIV. 32)}$$

$$y' = \frac{y - y_I}{y_{II} - y_I}, \qquad \text{(XIV. 33)}$$

где (x_I, y_I) и (x_{II}, y_{II}) — координаты соответственно нижнего и верхнего концов равновесной линии, выраженной уравнением (XIV. 31), и первоначальной рабочей линии в ректификационной части. Следует обратить внимание на то, что если $x = x_{II}$, $x' = 1{,}0$, а $y = y_{II}$, то $y' = 1{,}0$. Преобразуя уравнения (XIV. 31) и (XIV. 33) и исключая y, получим

$$\frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} - \frac{\alpha x_I}{1 + (\alpha - 1)x_I} = y'\left[\frac{\alpha x_{II}}{1 + (\alpha - 1)x_{II}} - \frac{\alpha x_I}{1 + (\alpha - 1)x_I}\right]. \qquad \text{(XIV. 34)}$$

Решая для y', получим

$$y' = \frac{\dfrac{x}{1 + (\alpha - 1)x} - \dfrac{x_I}{1 + (\alpha - 1)x_I}}{\dfrac{x_{II}}{1 + (\alpha - 1)x_{II}} - \dfrac{x_I}{1 + (\alpha - 1)x_I}}; \qquad \text{(XIV. 35)}$$

$$y' = \frac{x - x_I}{x_{II} - x_I}\,\frac{1 + (\alpha - 1)x_{II}}{1 + (\alpha - 1)x}, \qquad \text{(XIV. 36)}$$

$$y' = x'\,\frac{1 + (\alpha - 1)x_{II}}{1 + (\alpha - 1)x}. \qquad \text{(XIV. 37)}$$

Пользуясь уравнением (XIV. 32) и исключив x из уравнения (XIV. 37), получим

$$y' = \frac{[1 + (\alpha - 1)x_{II}]\,x'}{1 + (\alpha - 1)x_I + (\alpha - 1)(x_{II} - x_I)\,x'}. \qquad \text{(XIV. 38)}$$

Разделив числитель и знаменатель уравнения (XIV. 38) на $1 + (\alpha - 1)x$ и вводя

$$c = \frac{1 + (\alpha - 1)x_{II}}{1 + (\alpha - 1)x_I}, \qquad \text{(XIV. 39)}$$

получим следующую формулу для равновесной линии в плоскости $x' - y'$:

$$y' = \frac{cx'}{1 + (c - 1)x'}. \qquad \text{(XIV. 40)}$$

Рабочая линия преобразована в линию, проходящую под углом 45° в координатах $x' - y'$, т. е.

$$y' = x'. \qquad \text{(XIV. 41)}$$

Разделив уравнение (XIV. 40) на $1 - y'$, получим иную формулу для равновесной линии в плоскости $x' - y'$:

$$\frac{y'}{1 - y'} = \frac{cx'}{1 + (c - 1)x'}\,\frac{1}{1 - \dfrac{cx'}{1 + (c - 1)x'}} = \frac{cx'}{1 + (c - 1)x'}\,\frac{1 + (c - 1)x'}{1 - x'} = \frac{cx'}{1 - x'}. \qquad \text{(XIV. 42)}$$

Для любой тарелки i

$$\frac{y'_{i+1}}{1 - y'_{i+1}} = \frac{cx'_{i+1}}{1 - x'_{i+1}}. \qquad \text{(XIV. 43)}$$

Поскольку ступенчатое соотношение между контактирующими потоками в координатах $x' - y'$ таково, что

$$x'_i = y'_{i+1}, \qquad \text{(XIV. 44)}$$

то можно исключить y'_{i+1}:

$$\frac{x'_i}{1-x'_i} = \frac{cx'_{i+1}}{1-x'_{i+1}}. \qquad \text{(XIV. 45)}$$

Для ступеней $i+1$ и $i+2$

$$\frac{x'_{i+1}}{1-x'_{i+1}} = \frac{cx'_{i+2}}{1-x'_{i+2}}. \qquad \text{(XIV. 46)}$$

Решая совместно уравнения (XIV. 45) и (XIV. 46), получим

$$\frac{x'_i}{1-x'_i} = \frac{c^2x'_{i+2}}{1-x'_{i+2}}.$$

Вообще зависимость между составом жидкости, поступающей с тарелки O и выходящей с тарелки n, можно выразить следующим образом:

$$\frac{x'_0}{1-x'_0} = \frac{c^n x'_n}{1-x'_n} \qquad \text{(XIV. 47)}$$

или

$$n = \frac{\lg\left[x'_0\left(1-x'_n\right)/x'_n\left(1-x'_0\right)\right]}{\lg c}, \qquad \text{(XIV. 48)}$$

где n — число равновесных ступеней, необходимых для фракционирования от $x' = x'_0$ до $x' = x'_n$.

По форме уравнение (XIV. 48) абсолютно тождественно уравнению Фенске—Андервуда (Fenske—Under—Wood) (XIV. 17, XIV. 52) для расчета минимального числа ступеней при 100%-ном орошении. В уравнении Фенске—Андервуда $\lg c$ заменен $\lg\alpha$.

Интервал концентрации компонентов смеси в различных частях фракционирующей колонны можно вычислить по уравнению ((XIV. 32), если только x_{I} и x_{II} известны. x_{I} и x_{II} — это точки пересечения равновесной линии, выраженной уравнением (XIV. 31), и рабочей линии, выраженной уравнением (XIV. 3).

Координаты x можно получить, исключив y из уравнений (XIV. 31) и (XIV. 3) и решив уравнение второй степени, в результате чего

$$x_{\text{I,II}} = \left(-\left[\frac{L}{V} - \alpha + (\alpha-1)\frac{D}{V}x_D\right] \pm \right.$$
$$\pm \frac{\left\{\left[\frac{L}{V} - \alpha + (\alpha-1)\frac{D}{V}x_D\right]^2 - \right.}{2(\alpha-1)\frac{L}{V}}$$
$$\left. \left. \frac{-\frac{4}{V^2}LDx_D(\alpha-1)\right\}^{1/2}}{2(\alpha-1)\frac{L}{V}}\right), \qquad \text{(XIV. 49)}$$

где $x_{\text{I}} > x_{\text{II}}$.

Величины x_{I} и x_{II}, находящиеся ниже десорбционной части, определяются при одновременном решении уравнений (XIV. 5) и (XIV. 31). Эти величины можно определить, заменив в уравнении (XIV. 49) L на L', V на V', D на B и x_D на x_B. Взаимозависимость между потоками, находящимися выше и ниже питающей тарелки, выражается уравнениями

$$L' = L + qF,$$
$$V' = F(q-1) + V.$$

При полном орошении (поскольку $D = 0$, $L/V = 1{,}0$)

$$x_{\text{I}},\ x_{\text{II}} = 0{,}1.$$

После подстановки этих значений в уравнение (XIV. 49) получим $c = \alpha$. Вследствие этого уравнение (XIV. 48) сведется к уравнению Фенске—Андервуда. По уравнению (XIV. 48), примененному для расчетов ректификационной и отгонной частей колонны, получим число ступеней равновесия, необходимое для разделения.

8. ГРАФИЧЕСКОЕ ИЗОБРАЖЕНИЕ РАСЧЕТОВ ФРАКЦИОНИРОВАНИЯ ТРЕХКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ

Применению диаграмм энтальпия—концентрация к расчетам перегонки трехкомпонентных смесей препятствует необходимость использования трех измерений для выражения энтальпии и двух независимых переменных параметров состава при постоянном давлении. Для обычных расчетов применять построения Поншона—Савари в трех измерениях практически нецелесообразно, однако они могут помочь для уяснения расчетов фракционирования многокомпонентных смесей.

Диаграмма энтальпия—концентрация для расчета минимального числа ступеней, необходимого для разделения, показана на рис. XIV. 20. Верхняя поверхность представляет собой геометрическое место точек, отображающих насыщенный пар, а нижняя поверхность — геометрическое место точек насыщенной жидкости. Равновесные соотношения между паром и жидкостью для многокомпонентных смесей углеводородов лучше всего выразить при помощи констант равновесия K. Насыщенный пар в данной точке (на верхней поверхности) связан с равновесной с ней жидкой фазой при помощи расчета температуры росы, а данная точка в нижней поверхности увязывается с равновесной с ней паровой фазой посредством расчета температуры начала кипения. *В трех измерениях линия разности становится семейством линий в пространстве, а точка разности — точкой в пространстве. Зная точку разности и точку на геометрическом месте точек насыщенной жидкости (или пара), можно установить расположение третьей точки как точки прокола на геометрическом месте точек насыщенного пара (или соответственно жидкости).*

Точки разности на рис. XIV. 20 расположены в $\pm\infty$ поскольку разделение производится при полном орошении. Следует обратить внимание на то, что в этих условиях все линии разности проходят вертикально. При полном орошении, поскольку $D = 0$, составы и количества контактирующих потоков находятся на вертикальных линиях разности в местах, соответствующих энтальпиям.

При фракционировании многокомпонентной смеси не всегда ясно, какие параметры необходимо знать, чтобы прийти к определенному решению. В примере расчета перегонки с полным орошением (рис. XIV. 21) берутся такие параметры, как давление смеси или давление в колонне, состав питания и содержание наиболее летучего компонента в нижнем продукте и наименее

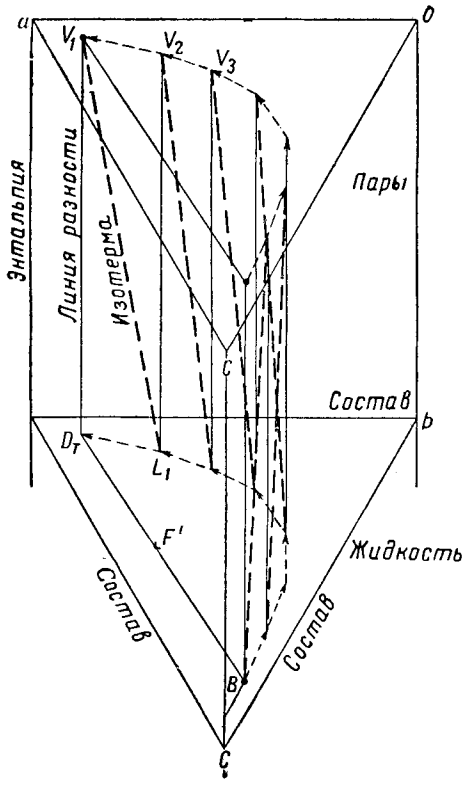


Рис. XIV. 20. Расчет минимального числа ступеней по диаграмме энтальпия — состав для тройной смеси.

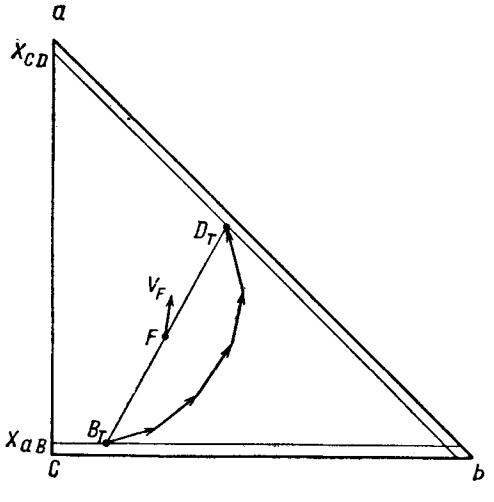


Рис. XIV. 21. Расчет минимального коэффициента орошения [XIV. 58].

летучего компонента — в верхнем продукте. Ограничения в отношении верхнего и нижнего продуктов передаются линиями x_{cd} и x_{ab} на рис. XIV. 21. Для определения остальных зависимых величин концентрации компонентов в верхнем и нижнем продуктах необходимы вычисления по методу повторных попыток. Величину D_T определяют по принятой величине B_T с учетом того, что B_T, F и D_T находятся на одной прямой. Но по принятой B_T можно получить D_T и путем ступенчатого расчета вверх по колонне. Если B_T определена верно, то D_T, вычисленная из материального баланса, и D_T, найденная при ступенчатом расчете, должны совпадать. Минимальное число ступеней (не обязательно целое) получают, подсчитывая число изотерм.

При расчете перегонки трехкомпонентной смеси изотермы и линии разности можно спроектировать на плоскость состава, несколько снизив этим наглядность построения, особенно, если рассматриваемая смесь имеет постоянную мольную скрытую теплоту испарения по всему интервалу. Предложенный Уайтом метод расчета [XIV. 58] для полной колонны показан на рис. XIV. 22.

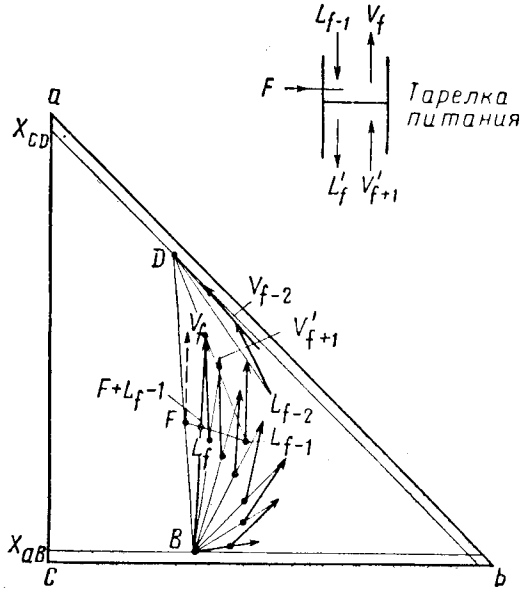


Рис. XIV. 22. Поступенчатый расчет полной колонны при определенном конечном коэффициенте орошения [XIV. 58].

Для полной колонны, работающей с промежуточным коэффициентом орошения при фракционировании трехкомпонентной смеси можно указать следующее число необходимых переменных:

1) давление в колонне (одна переменная);
2) состав и характеристика питания (три переменные);
3) состав нижнего продукта (две переменные);
4) состав верхнего продукта (две переменные);
5) число теоретических ступеней (одна переменная);
6) расположение питающей тарелки (одна переменная);
7) коэффициент орошения в одной точке колонны (одна переменная);
8) состояние дистиллята и орошения (одна переменная).

Из этих переменных пусть будут даны давление в колонне, состав и состояние питания, состав наиболее летучего компонента в нижнем продукте, состав наименее летучего компонента в верхнем продукте, коэффициент орошения (V_S/B или L_0/D) и расположение тарелки питания. V_S/B — это соотношение между числом молей в десорбционном паре и числом молей в ниж-

нем продукте. Чтобы получить другие зависимые переменные, необходимо произвести вычисления по методу повторных расчетов. Предположительно берут концентрацию остальных компонентов в нижнем продукте, предварительно устанавливая расположение B. По материальному балансу находят предварительно D, поскольку $B + D = F$. Тарелку питания следует располагать так, чтобы подача питания в колонну осуществлялась в оптимальной точке. Для проверки предположительно взятых показателей состава нижнего продукта необходимо произвести ступенчатый расчет вверх по колонне. Количество пара V_S, находящегося в равновесии с B, определяют по температуре начала кипения при предварительно взятом составе нижнего продукта. Поскольку $V_S + B = L_{B+1}$, по известному соотношению V_S/B можно установить L_{B+1}. Теперь L_{B+1} находится в равновесии с V_{B+1} и $V_{B+1} + B = L_{B+2}$.

При предположении о постоянном мольном перетоке

$$\frac{V_S}{B} = \frac{B_{B+1}}{B} = \frac{V_{B+2}}{B}, \qquad \text{(XIV. 49a)}$$

расположение точек состава жидкости можно установить после каждого подсчета температуры начала кипения. Вычисление продолжают вверх по колонне, пока соотношение между ключевыми компонентами в жидкой части питания не будет примерно равно соотношению между этими же компонентами в жидкости, уходящей с питающей тарелки.

Величину L/V над тарелкой питания, соответствующую величине V_S/B под ней, получают при помощи теплового баланса по всей колонне:

$$Fh_F + q_S = (V_1H_1 - V_1h_D) + Bh_B + Dh_D, \quad \text{(XIV. 50)}$$

где F — количество массы питания; h_F — энтальпия на единицу массы питания; q_S — общее тепло, поступающее в десорбер; V_1 — масса пара, выходящего с верхней тарелки, $L_0 + D$; H_1 — энтальпия V_1 на единицу массы; h_D — энтальпия дистиллята или орошения на единицу массы; B — масса нижнего продукта; h_B — энтальпия единицы массы нижнего продукта.

При помощи уравнения (XIV. 50) можно найти решение для V_1 и, следовательно, для коэффициента орошения L/V над тарелкой питания. По рис. XIV. 22 видно, что разность потоков над тарелкой питания составляет $V_f - L_{f-1} = D$ или

$$\frac{L_{f-1}}{V_f} = \frac{\overline{V_fD}}{\overline{L_{f-1}V_f}} \qquad \text{(XIV. 50a)}$$

что позволяет установить расположение L_{f-1}. По температуре начала кипения получаем V_{f-1}, после чего можно установить расположение L_{f-2}. Расчет продолжают вверх по колонне до пересечения с линией технических условий x_{cD}. Допущенная величина B будет правильна лишь в том случае, если изотерма пересечет линию технических условий $x = x_{cD}$ так, чтобы величина D находилась на прямой линии BFD. Если же это не случится, берут предположительно новую величину B и снова повторяют вычисления. Окончательное решение получают в результате очень кропотливых, трудоемких и громоздких вычислений.

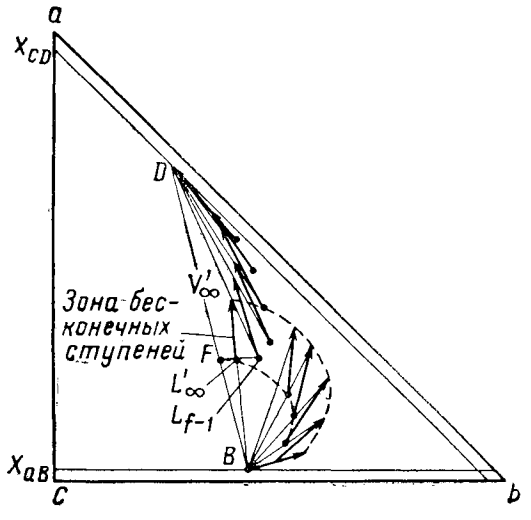


Рис. XIV. 23. Расчет зоны бесконечного числа теоретических тарелок для тройной смеси [XIV. 58].

Минимальным коэффициентом орошения будет такой коэффициент, при котором изотермы и линии разности совпадут в какой-либо части колонны. Это совпадение равнозначно возникновению зоны бесконечных тарелок. На рис. XIV. 23 приведено построение расчета минимального коэффициента орошения для случая, когда сырье подается (расчет ведется вверх по колонне) до тех пор, пока ниже тарелки питания не возникнет зона бесконечных тарелок. При этом следует обратить внимание на то, что при изменении точек разности или вводе питания можно исключить зону бесконечных тарелок.

§ 2. МЕТОДЫ СТУПЕНЧАТОГО РАСЧЕТА ФРАКЦИОНИРОВАНИЯ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ

Методы ступенчатого расчета фракционирования многокомпонентных смесей были разработаны и описаны Льюисом и Матесоном (Lewis and Matheson) [XIV. 32], Тиле и Геддесом (Thille and Geddes) [XIV. 50] и Макинтайром (McIntire) [XIV. 34]. При первом методе число теоретических ступеней определяют, исходя из известного состава конечного продукта посредством одновременного расчета с обеих сторон колонны по направлению к тарелке питания. Второй метод также основан на таком расчете, но в этом случае определяют состав продукта, исходя из данного числа теоретических тарелок.

Третий метод основывается на повторных пробных вычислениях, позволяющих проверить правильность допущенного соотношения L/V и кривой температуры по колонне. Вычисления продолжают до тех пор, пока перепад температур, градиент объема паров, число теоретических тарелок в абсорбционной и десорбционной частях не перестанут изменяться по сравнению с результатами предшествующих пробных вычислений.

1. МЕТОД ЛЬЮИСА—МАТЕСОНА (LEWIS-MATHESON)

Из всех перечисленных методов рассмотрим только метод Льюиса—Матесона, при котором допускается, что распределяются только смежные ключевые компоненты. Расчеты разделений, в которых распределяется более двух компонентов, можно производить при допущении постоянной относительной летучести и постоянного мольного орошения [XIV. 55] или же при помощи электронных цифровых счетно-решающих машин, как это было описано Боннером (Bonner) [XIV. 5].

Если предположить, что в нижнем и верхнем продуктах распределяются только смежные ключевые компоненты, то, зная количество компонента в потоке каждого продукта, можно рассчитать полный компонентный материальный баланс разделения. Затем, учитывая известные параметры: давление в колонне, составы питания, верхнего и нижнего продукта, состояние питания, коэффициент орошения и состояние орошения, по методу Льюиса—Матесона можно определить число равновесных ступеней, производя вычисления по отдельным последующим тарелкам.

По температуре точки росы верхнего продукта получают температуру верхней тарелки T_1 и состав равновесной жидкой фазы. Вычислив температуру начала кипения нижнего продукта, получаем температуру начала кипения нижнего продукта и состав паров V_B, находящихся в равновесии с ним. Поскольку известны число молей в V_1, L_0 и D и состояние этих потоков, можно вычислить $/H_{V_1} - h_{L_0}/$ или разность энтальпии в потоках, проходящих рядом друг с другом в ректификационной части колонны.

Для расчета вниз по колонне состав L известен, но его количество неизвестно. Поэтому L_1 задаемся, определяя предварительную величину количества и состава V_2 по формуле материального баланса. По вычисленной температуре точки росы для V_2 определяют температуру потока V_2. Итак, по формуле теплового баланса можно проверить необходимое тождество

$$|H_{V_1} - h_{L_0}| = |H_{V_2} - h_{L_1}|.$$

Если же это тождество не соблюдается, принимаем новую величину L_1 и повторяем вычисление. Обычно тепловой баланс удается получить после двух-трех попыток установить эмпирически L_1. Для расчета следующей, второй ступени используют величину концентрации жидкости L_2, полученную при предшествующем вычислении точки росы для V_2. Истинную величину L определяем методом повторных расчетов, используя для проверки разность энтальпий $/H_{V_1} - h_{L_0}/$. Эти вычисления вниз по колонне продолжают до тех пор, пока не станет очевидно, что соотношения между ключевыми компонентами в жидкости и в жидкой части питания идентичны или почти идентичны.

Для нижней части колонны разность между энтальпиями контактирующих потоков можно получить при помощи теплового и материального балансов по реактификационной части колонны, включая тарелку питания. Разность между энтальпиями контактирующих потоков десорбционной части также можно получить при помощи теплового баланса по нижней части колонны, если известно отношение V_S/B, а не коэффициент орошения L_0/V_1.

По температуре начала кипения нижнего продукта определяется состав V_B, но не его количество. Искомое количество V_B должно удовлетворять требованию

$$/q_S - h_B/ = /H_{V_B} - h_{L_{B+1}}/,$$

т. е. разность между теплотой в рибойлере и теплотой в нижнем продукте должна быть равна разности между энтальпиями контактирующих потоков пара и жидкости. Найдя правильную величину V_B и правильную температуру потока L_{B+1}, начинают расчет следующей ступени, исходя из эмпирически допущенного количества V_{B+1} и т. д. Ступенчатые вычисления продолжают до тех пор, пока соотношение между главными компонентами при расчете вверх по колонне не будет примерно равно соотношению между главными компонентами в жидкой части питания.

До этого момента при расчетах не учитывались компоненты легче самого легкого из ключевых компонентов в десорбционной части и компоненты тяжелее самого тяжелого из ключевых компонентов в ректификационной части. Но эти компоненты оказывают некоторое влияние на кривые жидкости, пара и концентрации в соответствующих частях колонны и поэтому в любом претендующем на точность расчете их необходимо должным образом учитывать.

Чтобы получить окончательный результат, необходимо учитывать добавление небольших количеств нераспределенных компонентов и снова произвести вычисления до тарелки питания с обеих сторон колонны. Если количества допущенных и добавленных нераспределенных компонентов были взяты неправильно, составы компонентов на общей ступени и ступени питания не совпадут. После учета этих нераспределенных компонентов кривая концентрация главных компонентов несколько изменится.

Способ расчета, основанный на совпадении искомых параметров на тарелке питания, при вычислениях, проводимых по направлению к этой тарелке с обеих сторон колонны, подробно описан Брауном [XIV. 7]. Окончательные кривые концентрации, температуры и пара для промышленного дебутанизатора, работающего под абсолютным давлением 8,4 $кГ/см_2$, приведены на рис. XIV. 24—XIV. 26 [XIV. 46].

Характерные относительные максимумы концентрации ключевого компонента находятся на какой-либо промежуточной ступени.

В настоящее время в литературе имеются примеры использования электронных цифровых счетно-решающих машин для точного ступенчатого расчета фракционных колонн [XIV. 5, XIV. 34, XIV. 47].

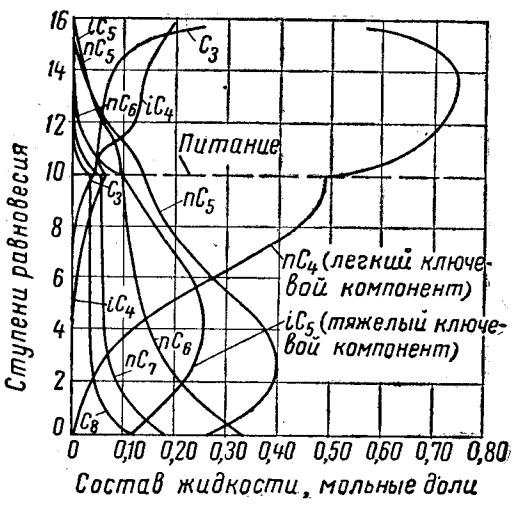


Рис. XIV. 24. Кривые концентрации компонентов для дебутанизатора при абсолютном давлении 8,4 $кГ/см^2$ [XIV. 46].

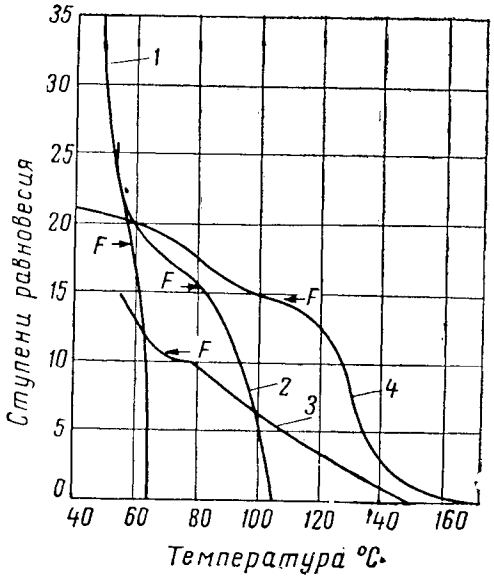


Рис. XIV. 25. Перепады температур для четырех фракционных колонн [XIV. 46].

1 — колонна для разделения изобутана и бутана; *2* — депропанизатор; *3* — дебутанизатор; *4* — деэтанизатор.

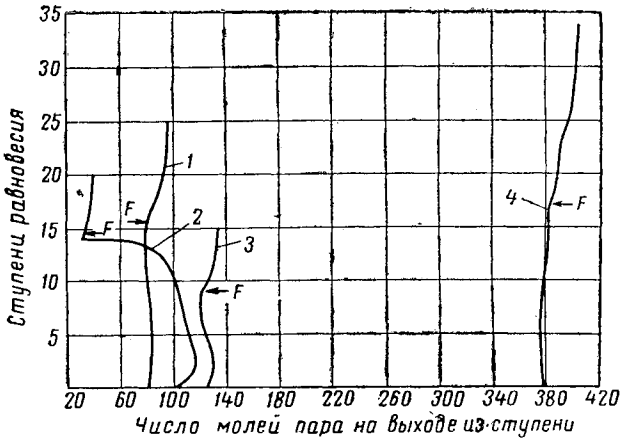


Рис. XIV. 26. Количество пара для четырех фракционирующих колонн [XIV. 46].

1 — депропанизатор; *2* — деэтанизатор; *3* — дебутанизатор; *4* — колонна для фракционирования изобутана-бутана.

§ 3. УПРОЩЕННЫЕ МЕТОДЫ РАСЧЕТА ФРАКЦИОННЫХ КОЛОНН

Расчеты фракционирования многокомпонентных смесей можно ускорить путем применения быстродействующих электронных цифровых счетно-решающих машин и упрощенных методов расчета.

Упрощенные методы не бесполезны и при подготовке к расчетам с использованием электронных машин. Исходя из упрощенных методов, можно составить программу для цифровых электронных машин, получив таким образом основу для предварительного суждения, прежде чем приступить к более точным, но и более сложным расчетам.

Последовательность вычислений в одном из упрощенных методов следующая.

1. Определение минимального коэффициента орошения.
2. Определение минимального числа теоретических тарелок.
3. Вычисление действительного числа теоретических тарелок по минимальному коэффициенту орошения и минимальному числу тарелок.
4. Установление расположения тарелки питания.
5. Пересчет числа теоретических тарелок в действительное число тарелок.

1. ВЫЧИСЛЕНИЕ МИНИМАЛЬНОГО КОЭФФИЦИЕНТА ОРОШЕНИЯ ПО МЕТОДУ АНДЕРВУДА (UNDERWOOD)

Для случая, когда относительная летучесть и мольное орошение постоянны, Андервуд [XIV. 15] получил следующие уравнения, позволяющие вычислить минимальный коэффициент орошения:

$$\frac{\alpha_1 x_{1,F}}{\alpha_1-\Phi}+\frac{\alpha_2 x_{2,F}}{\alpha_2-\Phi}+\frac{\alpha_3 x_{3,F}}{\alpha_3-\Phi}+\ldots+\frac{\alpha_n x_{n,F}}{\alpha_n-\Phi}=1-q'; \qquad \text{(XIV. 51)}$$

$$\frac{\alpha_1 x_{1,D}}{\alpha_1-\Phi}+\frac{\alpha_2 x_{2,D}}{\alpha_2-\Phi}+\frac{\alpha_3 x_{3,D}}{\alpha_3-\Phi}+\ldots+\frac{\alpha_n x_{n,D}}{\alpha_n-\Phi}=R_{\min}+1, \qquad \text{(XIV. 52)}$$

где α — величины относительной летучести; x — величины молярных концентраций; индекс F — компоненты в питании; индекс D — компоненты в дистилляте; q' — число молей насыщенной жидкости, образующейся на тарелке питания при вводе 1 *моля* питания $= (H_{SV}-h_f)/(H_{SV}-h_{SL})$; Φ — параметр обогащения, определяемый уравнением (XIV. 51); $R_{\min}$ — минимальный коэффициент орошения L_0/D.

Уравнение (XIV. 51) получают, исключая коэффициенты орошения из (XIV. 52) и аналогичного ему уравнения для выпарной колонны:

$$\frac{\alpha_1 x_{1,B}}{\alpha_1-\Phi}+\frac{\alpha_2 x_{2,B}}{\alpha_2-\Phi}+\frac{\alpha_3 x_{3,B}}{\alpha_3-\Phi}+\ldots+\frac{\alpha_n x_{n,B}}{\alpha_n-\Phi}=-S, \qquad \text{(XIV. 53)}$$

где Φ — параметр выпарной колонны, примененный для упрощения алгебраических действий;

$$S=(RD+q'F-B)/B.$$

Уравнения (XIV. 51) и (XIV. 52) можно решить для общего случая с любым числом компонентов и для специальных случаев: 1) когда разделение между смеж-

ными ключевыми компонентами (компонентами, концентрацию которых желательно контролировать) не резкое; 2) когда, помимо ключевых компонентов, распределяются еще один или несколько компонентов.

Для получения минимального коэффициента орошения, когда распределяются только ключевые компоненты, примыкающие один к другому, из величин относительной летучести смежных ключевых компонентов нужно выбрать сначала величину Φ, удовлетворяющую требованиям уравнения (XIV. 51). Эта величина Φ используется для вычисления минимального коэффициента орошения $R_{\min}$ по уравнению (XIV. 52). Для такого решения все показатели концентрации компонентов в дистилляте известны, ибо распределяются только ключевые компоненты. Для случая, когда помимо ключевых компонентов распределяются и другие, все составы дистиллятного продукта неизвестны и для вычисления $R_{\min}$ требуются дополнительные уравнения. Если между двумя ключевыми компонентами распределяется еще один компонент, две величины Φ, находящиеся между величинами относительной летучести ключевых компонентов, дают два уравнения (XIV. 52), при одновременном решении которых получают неизвестную концентрацию в дистилляте и минимальный коэффициент орошения $R_{\min}$.

Применять уравнения минимального коэффициента орошения для практических расчетов разделения многокомпонентных смесей следует с учетом того, что исходные допущения о постоянном мольном орошении и постоянных величинах относительной летучести могут не соответствовать действительности.

Рекомендуется, в частности, брать величины относительной летучести при средней температуре колонны или средней из температур зоны бесконечного числа тарелок. Вычисление последней рассматривается в следующем разделе.

2. УРАВНЕНИЕ КОЛБЕРНА (COLBURN) ДЛЯ ВЫЧИСЛЕНИЯ МИНИМАЛЬНОГО КОЭФФИЦИЕНТА ОРОШЕНИЯ

Минимальный коэффициент орошения учитывает наличие в колонне хотя бы одной зоны бесконечного числа тарелок. Число и расположение таких зон при фракционировании систем, которым свойственно определенное равновесное поведение (например, смеси углеводородов), можно характеризовать так:

1. При полном распределении каждого компонента между верхним и нижним продуктами зона бесконечного числа ступеней находится у тарелки питания.

2. Если в верхнем продукте отсутствует один или несколько компонентов, зона бесконечного числа ступеней находится в ректификационной части колонны.

3. При отсутствии одного или нескольких компонентов в нижнем продукте зона бесконечного числа тарелок находится в десорбционной части колонны.

4. При отсутствии одного или нескольких компонентов и в верхнем и в нижнем продуктах имеются две зоны бесконечного числа тарелок: одна в ректификационной, а другая в десорбционной части колонны.

Во втором, третьем и четвертом случаях возникновение зоны бесконечного числа тарелок связано с полным устранением одного или нескольких компонентов из потока продукта.

Для зоны бесконечного числа тарелок напишем следующие системы уравнений (условные обозначения — см. рис. XIV. 1):

$$\left.\begin{aligned} V_{n+1}y_{n+1} &= L_n x_n + Dx_D \\ y_{n+1} &= Kx_{n+1} \\ x_{n+1} &= x_n \end{aligned}\right\} \quad \text{(над тарелкой питания)},$$

$$\left.\begin{aligned} V'_{m+1}y_{m+1} &= L'_m x_m - Bx_B \\ y_{m+1} &= Kx_{m+1} \\ x_{m+1} &= x_m \end{aligned}\right\} \quad \text{(под тарелкой питания)},$$

что ведет к

$$x_n = \frac{Dx_D}{KD + L(K-1)} \text{ (над питанием)}, \quad \text{(XIV. 54)}$$

$$x_m = \frac{Bx_B}{KB + L'(1-K)} \text{ (под питанием)}. \quad \text{(XIV. 55)}$$

Следует обратить внимание на то, что уравнения (XIV. 54) и (XIV. 55) должны удовлетворять также условию температуры начала кипения $\Sigma x = 1{,}0$. Уравнение (XIV. 54) или (XIV. 55) в сочетании с условием температуры начала кипения $\Sigma x = 1$ не разрешимо, даже если известен состав потока продукта. Уравнения (XIV. 54) и (XIV. 55) можно также выразить в величинах относительной летучести или в соотношениях констант равновесия

$$x_n = \frac{X_D}{[(K/K_a)_n - 1](L/D)_{\min} + \dfrac{X_D}{+ (K/K_a)_n (x_{d,\,D}/x_{d,\,n})}}, \quad \text{(XIV. 56)}$$

$$x_m = \frac{x_B (K_c/K_d)_m}{[(K_c/K_d)_m - (K/K_d)_m](L^\circ/B)_{\min} + \dfrac{x_B (K_c/K_d)_m}{+ (K/K_d)_m (x_{c,\,B}/x_{c,\,m})}}, \quad \text{(XIV. 57)}$$

где c означает более летучий ключевой компонент; d — менее летучий ключевой компонент; n — верхняя зона бесконечного числа тарелок; m — нижняя зона бесконечного числа тарелок; x — мольные доли.

Колберн [XIV. 10] предложил эмпирическое соотношение между составами в обеих зонах бесконечного числа тарелок, возникающих в четвертом случае, которое может служить для проверки правильности принятых величин минимального коэффициента орошения в уравнениях (XIV. 54) и (XIV. 55). Принятую температуру для данного коэффициента орошения проверяют тем, отвечает ли она требованию температуры начала кипения $\Sigma x = 1{,}0$. Эмпирическое уравнение Колберна записывается следующим образом:

$$\frac{(x_c/x_d)_n}{(x_c/x_d)_m} = \left(1 - \Sigma C_m \frac{K_m x_m}{K_d}\right)(1 - \Sigma C_n x_n), \quad \text{(XIV. 58)}$$

где $\varepsilon\, C_m (K_m x_m/K_d)$ — сумма $C_m (K_m x_m/x_d)$ для всех компонентов менее летучих, чем наименее летучий ключевой компонент d; $\Sigma C_n x_n$ — сумма $C_n x_n$ всех компонентов более летучих, чем наиболее летучий ключевой компонент C. Величины C_n и C_m берут по рис. XIV. 27. Если левый член уравнения (XIV. 58) меньше правого, допущенный минимальный коэффициент орошения $(L/D)_{\min}$ слишком завышен, поэтому необходимо повторить расчет снова.

Представляет интерес детальный поступенчатый расчет минимального коэффициента орошения, выполненный Брауном и Холкомбом [XIV. 6].

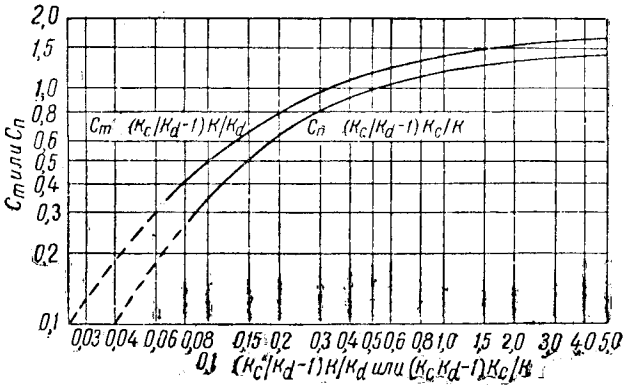


Рис. XIV. 27. Эмпирические функции Колберна для определения минимального коэффициента орошения [XIV. 10].

3. МИНИМАЛЬНОЕ ЧИСЛО ТЕОРЕТИЧЕСКИХ ТАРЕЛОК

Минимальное число ступеней равновесия можно вычислить при помощи уравнения Фенске — Андервуда

$$n = \frac{\lg\left[\left(x_c\right)_0\left(x_d\right)_n / \left(x_c\right)_n\left(x_d\right)_0\right]}{\lg\left(K_c/K_d\right)}, \qquad \text{(XIV. 58a)}$$

где n — число теоретических тарелок, необходимое для фракционирования от тарелки 0 до тарелки n, при котором состав ключевых компонентов в жидкой фазе меняется с $(x_c, x_d)_0$ на (x_c, x_d); x_c — мольная доля легкого ключевого компонента; x_d — мольная доля тяжелого ключевого компонента; K_c, K_d — константы равновесия ключевых компонентов.

Следует напомнить, что уравнение (XIV. 58а) было получено, исходя из допущений, что фракционируемая смесь состоит из двух компонентов, а относительная летучесть $\alpha = K_c/K_d$ остается неизменной по всей колонне.

Для многокомпонентной смеси ни одно из этих допущений не соответствует действительности, поэтому при применении уравнения (XIV. 58а) это следует учитывать. В этом случае поступают следующим образом.

1. Разделяют продукт.

2. Начиная с паров, выходящих с верхней тарелки, ведут расчет на несколько ступеней вниз, вычисляя последующие температуры точки росы, пока изменение температуры от одной тарелки к другой не станет незначительным или постоянным.

3. Начиная с жидкости, выходящей из колонны, ведут расчет на несколько ступеней вверх, вычисляя последующие температуры начала кипения, пока изменение температуры от одной тарелки к другой не станет незначительным или постоянным.

4. Применяют уравнение Фенске — Андервуда к интервалу с почти постоянным или низким перепадом температур, используя среднюю относительную летучесть.

5. Подсчитанное число ступеней будет представлять минимальное число тарелок.

Для поступенчатых расчетов при 100%-ном орошении, когда $D = 0$, $B = 0$, уравнения материального баланса сводятся к виду:

$$V_{n+1} = L_n,$$

$$y_{n+1} = x_n,$$

$$y_{m+1} = x_m.$$

Поэтому потоки жидкости и газа, проходящие мимо друг друга, имеют одинаковый состав и одинаковую массу. Поступенчатые расчеты выполняются с использованием указанных выше допущений.

4. СООТНОШЕНИЕ МЕЖДУ МИНИМАЛЬНЫМ ЧИСЛОМ ТЕОРЕТИЧЕСКИХ ТАРЕЛОК, МИНИМАЛЬНЫМ КОЭФФИЦИЕНТОМ ОРОШЕНИЯ, ДЕЙСТВИТЕЛЬНЫМ КОЭФФИЦИЕНТОМ ОРОШЕНИЯ И ДЕЙСТВИТЕЛЬНЫМ ЧИСЛОМ ТЕОРЕТИЧЕСКИХ ТАРЕЛОК

Мартин и Браун (Martin and Brown) [XIV. 8] и Джиллиленд (Gilliland) [XIV. 21] установили эмпирические соотношения, которыми можно воспользоваться при вычислении действительного числа теоретических тарелок, необходимого для данного разделения с данным коэффициентом орошения, исходя из известного минимального числа ступеней и известного минимального коэффициента орошения. Эмпирические соотношения Мартина и Брауна представлены кривыми на рис. XIV. 28. Ордината P (минимальный коэффициент орошения) определяется по формуле

$$P = \left[\left(\frac{L'V}{V'L}\right)_{\text{действ}} - 1\right] \div \left[\left(\frac{L'V}{V'L}\right)_{\text{мин. орош}} - 1\right],$$

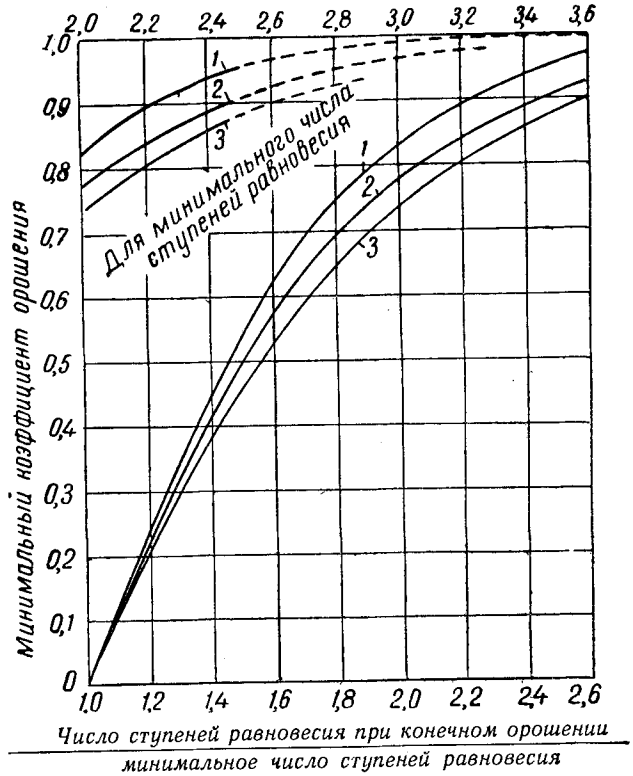


Рис. XIV. 28. Соотношение между минимальным числом ступеней и минимальным коэффициентом орошения и действительным числом ступеней и действительным коэффициентом орошения [XIV. 8].

1 — больше 8; *2* = с 6 до 8; *3* — меньше 6.

где L — средний расход жидкости над тарелкой питания в молях; V — средний расход пара над тарелкой питания в молях; L' — средний расход жидкости под тарелкой питания в молях; V' — редний расход пара под тарелкой питания в молях.

Эмпирические соотношения были выведены первоначально на основании расчетов фракционирования двухкомпонентных систем и впоследствии были проверены на многокомпонентных системах. Там, где состав питания приближается к составу одного из конечных продуктов, и там, где система имеет неидеальные характеристики равновесия и энтальпии, эти эмпирические соотношения следует применять с осторожностью. Отметим также, что первоначальное уравнение было выведено для насыщенного жидкого питания и поэтому его следует корректировать в тех случаях, когда питание находится в ненасыщенном состоянии [XIV. 8].

5. РАСПОЛОЖЕНИЕ ТАРЕЛКИ ПИТАНИЯ

Оптимальное место ввода во фракционирующую колонну питания, находящегося при температуре начала кипения, можно приближенно определить по эмпирическому уравнению [XIV. 27]

$$\lg \frac{n}{m} = 0{,}206 \lg \left[\frac{B}{D} \frac{x_d}{x_c} \left(\frac{x_c B}{x_d D} \right)^2 \right], \qquad \text{(XIV. 59)}$$

где n — число идеальных ступеней выше тарелки питания; m — число идеальных ступеней ниже тарелки питания; x_c — мольная концентрация легкого ключевого компонента в питании; x_d — мольная концентрация тяжелого ключевого компонента в питании; $x_{d,D}$ — мольная концентрация тяжелого ключевого компонента в верхнем продукте; x_c, B — мольная концентрация легкого ключевого компонента в нижнем продукте; B/D — мольное отношение между нижним и дистиллятным продуктами.

Так как нельзя предсказать колебания в составе питания, фракционная колонна должна иметь несколько сопел или иных устройств для подачи питания. Если мольное орошение и относительная летучесть постоянны, оптимальное расположение тарелки питания можно определить по уравнениям Андервуда [XIV. 55].

§ 4. СООТНОШЕНИЕ МЕЖДУ ЧИСЛОМ ТЕОРЕТИЧЕСКИХ И ДЕЙСТВИТЕЛЬНЫХ ТАРЕЛОК

Для получения основных соотношений между числом теоретических тарелок или идеальных ступеней равновесия и числом действительных (реальных) тарелок необходимо знать законы массообмена. Однако были предложены приближенные эмпирические соотношения для абсорбции и фракционирования, в основу которых (соотношений) положены только физические качества системы [XIV. 15, XIV. 38].

1. МЕТОД, ОСНОВАННЫЙ НА ФИЗИЧЕСКИХ КАЧЕСТВАХ ФРАКЦИОНИРУЕМОЙ СИСТЕМЫ

Первая эмпирическая зависимость общей эффективности тарелки была предложена на основе заводских испытаний Дрикамером и Бредфордом (Drickamer and Brodford) [XIV. 15]. Общая эффективность тарелки в колонне

$$E = \frac{n^*}{n}.$$

где n^* — число идеальных ступеней равновесия; n — число действительных тарелок, была выражена как эмпирическая функция средней мольной вязкости питания при средней температуре колонны.

Считая, что эти переменные параметры не подходят для вывода корреляционной зависимости эффективности тарелки в абсорбере, О'Конелл (O'Connell) [XIV. 38] предложил выражать общую эффективность абсорбции как функцию растворимости поглощенного газа (выраженной в константах уравнения Генри), общего давления и вязкости (рис. XIV. 29). Следует отметить, что при выводе этого соотношения были использованы и показатели эффективности тарелки по Мерфри (в интервале очень низкой эффективности). Для фракционных колонн была предложена вторая корреляционная зависимость, в которой общая эффективность ставится в зависимость от относительной летучести ключевого компонента, умноженной на среднюю мольную вязкость питания при средней температуре колонны (рис. XIV. 30).

Хотя эти корреляционные зависимости позволяют быстро установить общую эффективность тарелки, бы-

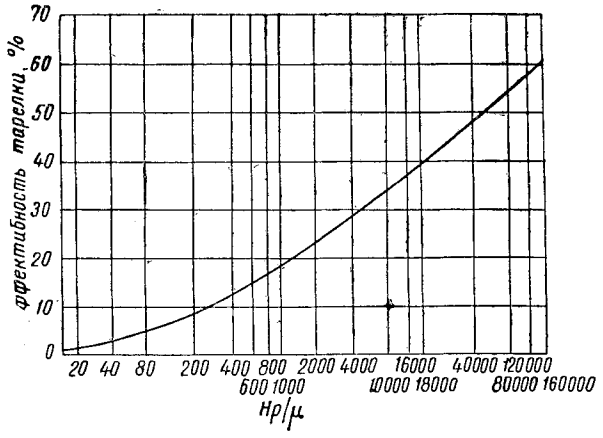


Рис. XIV. 29. Общая эффективность тарелки [XIV. 38].

H — константа закона Генри в *кмоль/м³ ат*; *p* — давление в *ат*; μ — вязкость в *спз*.

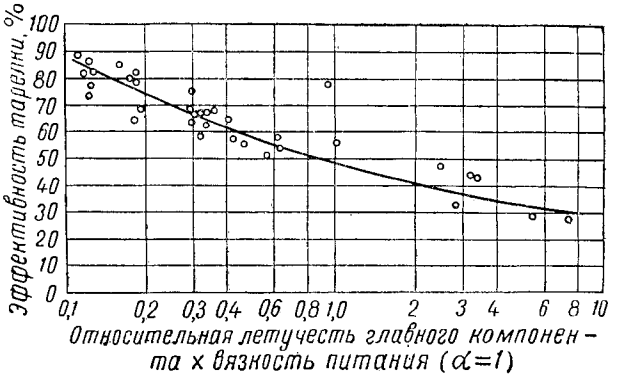


Рис. XIV. 30. Зависимость общей эффективности тарелки от произведения относительной летучести ключевого компонента на вязкость питания [XIV. 38].

ло показано, что эффективность зависит также от переменных параметров массообмена, определяемых конструкцией тарелки, уносом жидкости и перемешиванием ее на тарелках [XIV. 19, XIV. 28].

2. МЕТОД, ОСНОВАННЫЙ НА ФИЗИЧЕСКИХ КАЧЕСТВАХ ФРАКЦИОНИРУЕМОЙ СИСТЕМЫ И ДИНАМИКЕ ТАРЕЛОК

При выводе теоретических корреляционных зависимостей эффективности тарелок сначала определяют корреляционную эффективность в определенной точке (по Мерфри), затем общую эффективность по тарелке и соизмеряют общую эффективность отдельной тарелки с общей эффективностью колонны.

Герстер (Gerster) с сотрудниками [XIV. 20] установили следующее соотношение между сопротивлением индивидуальной пленки и эффективностью в определенной точке E_p по Мерфри:

$$\frac{1}{-\ln(1-E_p)} = \frac{V}{ZK_Ga} + \frac{mV}{ZK_La}, \qquad \text{(XIV. 60)}$$

$$E_p = (y_n - y_{n+1})/(y_n^* - y_{n+1}),$$

где V — расход газа на единицу активной поверхности тарелки в *кмоль/ч* на 1 $м^2$ сечения колонны, K_Ga — коэффициент массопередачи через пленку газа в *кмоль/ч* · $м^3$ на единицу разности в мольной концентрации газа; Z — вертикальное расстояние контакта между жидкостью и газом на тарелке в *м*; K_La — коэффициент массопередачи через пленку жидкости в *кмоль/ч* · $м^3$ на единицу разности в мольной концентрации жидкости.

Для определения эффективности по уравнению [XIV. 60] недостаточно данных о коэффициентах массообмена пленок.

Другой метод определения местной эффективности основан на использовании показателей эффективности тарелок по малым колоннам. По методу О'Коннелла получают более удовлетворительные результаты, если применяют не общие показатели эффективности. На рис. XIV. 31 показана эффективность тарелки как функция произведения вязкости на отношение летучести легкого компонента к летучести более тяжелого ключевого компонента.

Льюис (Lewis) [XIV. 31] изучил взаимоотношение общей эффективности отдельной тарелки с точечной эффективностью по Мерфри для случая, когда на тарелке не происходит перемешивание жидкости. Им были рассмотрены три варианта.

1. Пар однородного состава поступает на тарелку, жидкость несмешанная.

2. Пар поступает на тарелку не смешанным, несмешанная жидкость течет в том же направлении на последующих тарелках.

3. Пар поступает на тарелку не смешанным, несмешанная жидкость течет в противоположном направлении на последующих тарелках.

На всех трех моделях обнаруживают значительное превышение эффективности всей тарелки над локальной или точечной (по Мерфе) эффективностью. Разность эффективностей наиболее велика для второго варианта. Самая большая разность имеет место, когда точечная эффективность сама по себе уже достаточно высока, и для ректификации, когда величина mV/L превышает 1,0. Здесь m — наклон dy^*/dx линии равновесия; V — расход газа в *моль/ч*; L — расход жидкости в *моль/ч*.

Фактический избыток эффективности тарелки вследствие поперечного течения жидкости становится существенным только в колоннах больших размеров. По-

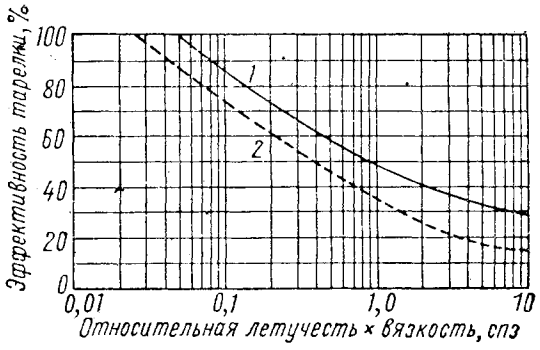


Рис. XIV. 31. Эффективность тарелки как функция произведения относительной летучести на вязкость [XIV. 19].

1 — общая эффективность (рассчитанная по уравнению О'Коннелла); *2* — локальная эффективность (умозрительная).

скольку величина избытка в колоннах намного меньше, Льюис заключает, что на тарелках происходит значительное перемешивание смеси.

Зависимость между точечной эффективностью и общей эффективностью отдельной тарелки была рассмотрена Готро и О'Коннеллом (Gautreaux and O'Connell) [XIV. 19] в работе, где анализируется влияние поперечного течения жидкости и учитывается перемешивание жидкости на каждой тарелке. Следуя первоначальному анализу Киршбаума (Kirschbaum) [XIV. 28], Готро и О'Коннелл принимают, что жидкость на тарелке разделяется на ступени, каждая из которых состоит из «ванночек», полностью перемешанных. Готро и О'Коннелл делают следующие упрощающие допущения.

1. В каждую ступень поступает постоянная нагрузка жидкости и пара.

2. Пары, поступающие в каждую ступень, однородно перемешаны.

3. Уравнение равновесия имеет вид:

$$y^* = mx + b.$$

4. Локальная эффективность по тарелке постоянна.

5. Унос и другие факторы настолько малы, что ими можно пренебречь.

Гостро и О'Коннелл [XIV. 19] выводят следующее уравнение общей эффективности по отдельной тарелке:

$$E_0 = \frac{L}{VK}\left[\left(1 + \frac{E_p}{nL/VK}\right)^n - 1\right], \qquad \text{(XIV. 61)}$$

где E_0 — общая эффективность отдельной тарелки, определяемая по уравнению

$$E_0 = \frac{(y_n)_{\text{ср}} - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}, \qquad \text{(XIV. 62)}$$

где n — число теоретических ступеней.

Соответственно можно ожидать, что число ступеней увеличивается: 1) по мере увеличения пути, проходимого жидкостью; 2) по мере увеличения расхода жидкости; 3) по мере уменьшения расхода паров; 4) по мере увеличения значения таких факторов конструкции тарелки, которые доводят до минимума перемешивание жидкости.

На основании результатов испытаний, проведенных на колоннах больших размеров, и вычисленных величин точечной эффективности было получено по уравнению (XIV. 48) число n теоретических ступеней. Полученные величины n показаны на рис. XIV. 32.

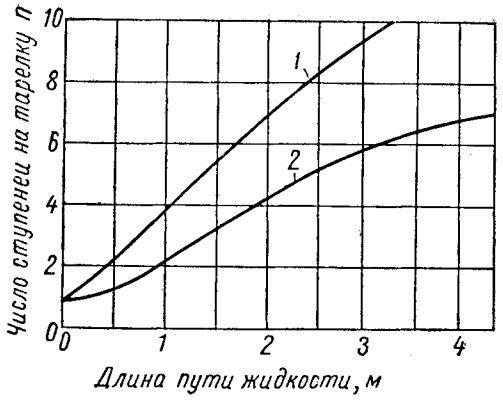


Рис. XIV. 32. Зависимость числа ступеней на тарелку от длины пути жидкости [XIV. 19].

1 — высокий расход жидкости; *2* — низкий расход жидкости.

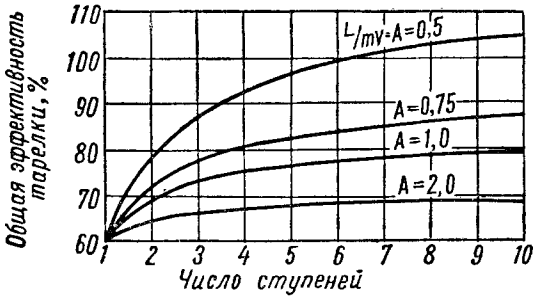


Рис. XIV. 33. Влияние числа ступеней на общую эффективность тарелки при локальной эффективности, равной 60% [XIV. 19].

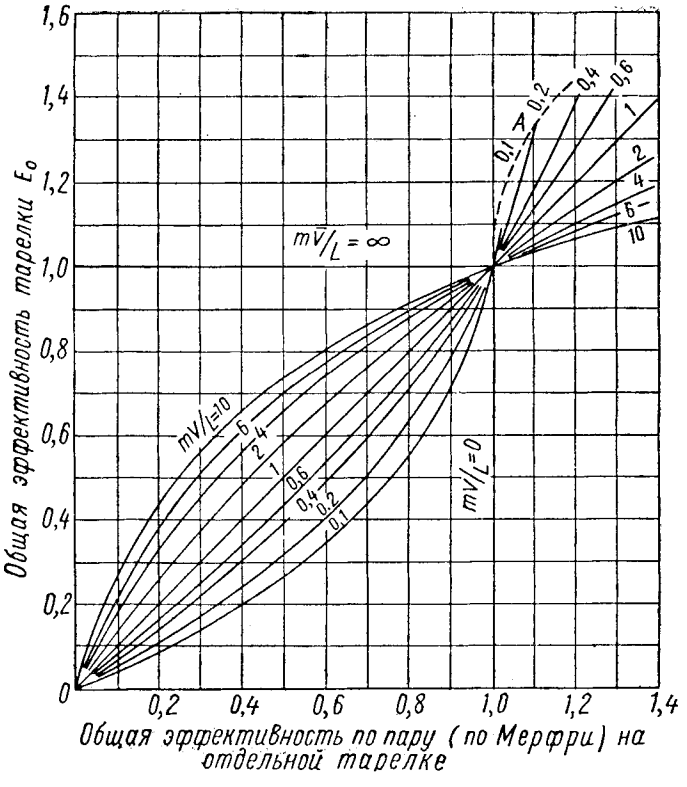


Рис. XIV. 34. Общая эффективность по пару (по Мерфри) на отдельной тарелке [XIV. 36].

A — огибающая кривая, соответствующая точечной эффективности, равной 100% (пар перемешивается под каждой тарелкой).

Влияние числа ступеней на общую эффективность тарелки при локальной эффективности, равной 60%, представлены на рис. XIV. 33. Результаты указывают на то, что по мере того, как h становится очень большим, общая эффективность отдельной тарелки приближается к постоянной величине, получающейся из уравнения Льюиса для первого из перечисленных ранее вариантов.

Часто допускают, что общая эффективность колонны равна общей эффективности отдельной тарелки. Это, однако, не всегда верно. Маршалл и Пигфорд (Marshall and Pigford) [XIV. 36] показали следующее: если параметр mV/L значительно отличается от единицы, как это часто бывает в абсорберах, оба показателя эффективности не идентичны. На рис. XIV. 34 приведена зависимость общей эффективности отдельной тарелки по пару (по Мерфри) от общей эффективности всего абсорбера, найденная Маршаллом и Пигфордом.

До настоящего времени не имеется серьезных исследований вопроса о влиянии уноса на эффективность разделения. Было установлено, что унос является главной переменной величиной, влияющей на соотношение эффективности разделения по мере приближения к максимальной производительности колонны.

§ 5. КОНСТРУКЦИЯ ТАРЕЛОК И ИХ РАБОТА

Колпачковая тарелка является одним из видов оборудования, предназначенного для осуществления тесного контакта между газом и жидкостью. В данном случае контакт осуществляется с главной целью — способствовать массообмену между двумя фазами (теплообмен рассматривается как побочный процесс).

На рис. XIV. 35 показан изометрический чертеж двух верхних тарелок фракционирующей колонны, на котором видны колпачки, сливные стаканы и их затворы. На чертеже показаны прямоугольные затворы, но они могут быть и круглыми. Схематический разрез колпачковой тарелки при работе показан на рис. XIV. 36. Тот же разрез, но с условными обозначениями конструктивных элементов и эксплуатационных параметров тарелки, изображен на рис. XIV. 37. Следует подчеркнуть, что на рис. XIV. 36 и XIV. 37 передана фактическая динамика только в условиях низкого расхода газа.

Для анализа динамики тарелок элементы тарелки можно разделить на три функциональные группы.

1. Колпачок и связанные с ним детали, которые обеспечивают тесный контакт между газом и жидкостью.

2. Затворные перегородки, которые обеспечивают распределение жидкости на тарелке.

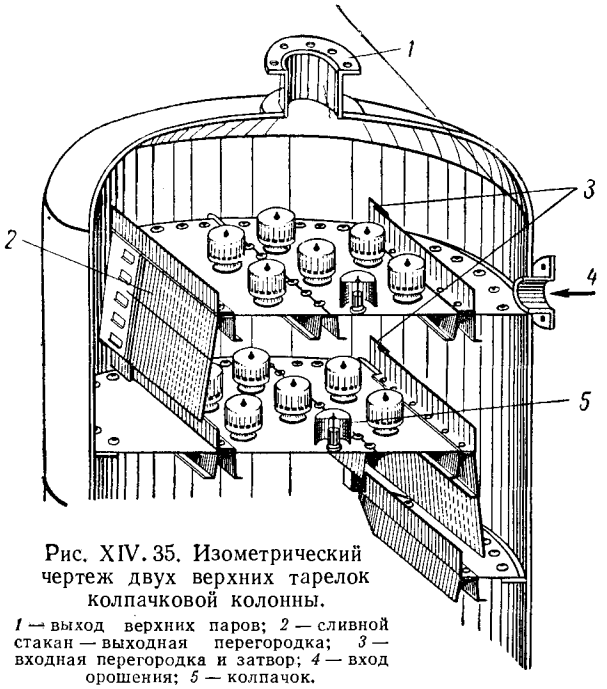


Рис. XIV. 35. Изометрический чертеж двух верхних тарелок колпачковой колонны.

1 — выход верхних паров; *2* — сливной стакан — выходная перегородка; *3* — входная перегородка и затвор; *4* — вход орошения; *5* — колпачок.

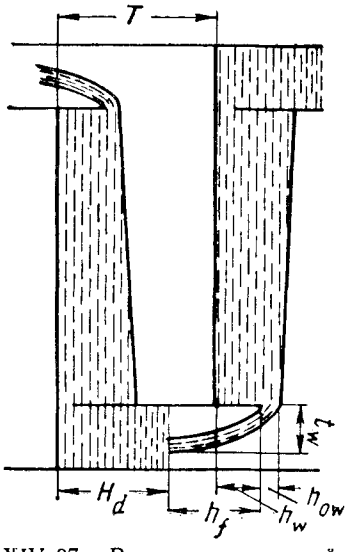


Рис. XIV. 37. Разрез колпачковой тарелки с условными обозначениями конструктивных элементов [XIV. 4].

T — расстояние между тарелками в *мм*; t_w — горизонтальная проекция жидкости над перегородкой в *мм*; h_w — высота перегородки в *мм*; h_{ow} — высота чистой жидкости, перетекающей через перегородку; H_d — высота чистой жидкости в сливном стакане в *мм*; h_f — зазор в *мм*.

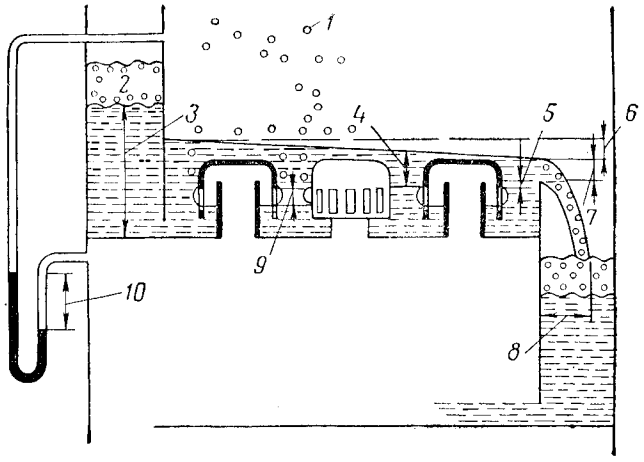


Рис. XIV. 36. Схематический разрез колпачковой тарелки при работе [XIV. 4].

1 — унос; *2* — пена; *3* — высота жидкости в сливном стакане; *4* — динамический затвор прорезей; *5* — статический затвор; *6* — гидравлический перепад; *7* — высота над перегородкой; *8* — горизонтальная проекция жидкости над перегородкой; *9* — отверстие прорези; *10* — перепад давления по тарелке.

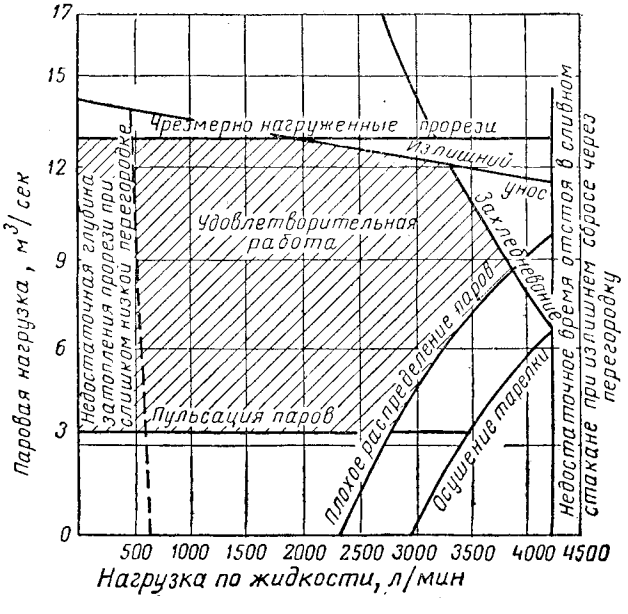


Рис. XIV. 38. Пределы удовлетворительной работы тарелки при определенном сочетании условий на тарелке определенной характеристики потоков [XIV. 4].

3. Сливные стаканы, которые обеспечивают отделение газа от жидкости, направляя поток жидкости на тарелку, лежащую ниже, и создают затвор между тарелками.

Динамические усилия на тарелке данной конструкции будут существенно меняться в зависимости от нагрузки по жидкости и пару. На рис. XIV. 38 примерно показаны пределы расходов газа и жидкости для тарелки данной конфигурации и данных качеств жидкости и газа. Для низких расходов паров неудовлетворительная динамика тарелки характеризуется пульсацией пара, сбрасыванием жидкости вниз по стаканам для прохода паров или неравномерным распределением паров. При высоких расходах паров излишняя нагрузка прорезей приведет в конечном счете к захлебыванию вследствие того, что перепад давления по тарелке становится слишком высоким; жидкость не успевает перетекать с вышележащей тарелки вследствие уноса или

вследствие сочетания этих факторов. С другой стороны, при низких расходах жидкости данная высота затворных перегородок может не обеспечивать удовлетворительного контакта между жидкостью и газом. Высокие расходы жидкости способствуют захлебыванию при среднем или высоком расходе пара, но могут вести к недостаточному распределению паров при их низком расходе. В интервале, ограниченном этими крайними случаями, работа тарелки будет обычно удовлетворительной.

Представим себе, что при данном расходе жидкости перепад давления газа по тарелке постепенно увеличится. При некоторой величине перепада давления, равной гидростатическому столбу над прорезью, начнется барботаж через прорезь. В горизонтальной тарелке барботаж начнется на выходном конце, поскольку перепад вызван сопротивлением потоку по тарелке. По мере увеличения перепада давления начнется барботирование через прорези на колпачках, находящихся выше по течению потока; скорость барботирования через прорези, где оно началось в первую очередь, будет увеличиваться. Поскольку прорези имеют ограниченную высоту, нижняя их часть будет закупорена жидкостью до тех пор, пока перепад давления по прорези не станет равен ее высоте. При перепаде давления, при котором в действие вступают все имеющиеся на тарелке прорези, тарелка, как говорят, становится «стабильной».

При удовлетворительных рабочих условиях энергичный барботаж через прорези вызывает сильное разбрызгивание над более плотной смесью газа и жидкости, находящейся на дне тарелки. В этих условиях на тарелке через гетерогенную смесь газа и жидкости барботируются не отдельные пузырьки, а непрерывная цепь пузырьков. Далее перепад давления снаружи прорези до свободного газового пространства над ней не равен перепаду давления, определяемому гидростатическим столбом чистой жидкости. Жидкость, перетекающая через затворную перегородку, связана со значительным количеством газа, который должен быть отделен от жидкости в сливном стакане.

Допустимый предел увеличения перепада давления оказывается исчерпанным, когда перепад давления по тарелке настолько высок, что жидкость уже не может стекать на нее с вышележащей тарелки. Это состояние называется «захлебыванием». Высота разбрызгивания или пены повышается по мере увеличения перепада давления по тарелке или увеличения расхода газа. Множество мельчайших капелек жидкости уносится по стакану, вследствие чего капельки поднимаются на вышележащую тарелку. Но размеры этих капелек слишком невелики, чтобы унести значительное количество жидкости. Резкое увеличение уноса имеет место, когда брызги достигают дна вышележащей тарелки. Однако этот унос объясняется в основном не увлечением частиц жидкости газовой фазой, а просто попаданием сравнительно больших капелек, обладающих высокой кинетической энергией, на вышележащую тарелку [XIV. 24]. Унесенная жидкость вызывает внутреннюю рециркуляцию, которая увеличивает жидкую нагрузку в колонне и в конечном счете вызывает захлебывание. В правильно рассчитанной тарелке захлебывание, вызванное задержкой жидкости в сливном стакане, объясняется в значительной степени перепадом давления и уносом.

§ 6. РАСЧЕТ КОЛПАЧКОВЫХ КОЛОНН

Выбор критериев для расчета колпачковых колонн должен быть основан на физическом характере происходящих в них явлений. Проведенные в последние годы исследования процессов, происходящих во фракционном оборудовании, способствовали появлению новых представлений о механизме фракционирования в колпачковых колоннах и разработке более совершенных критериев расчета этих колонн..

Данный раздел преследует цель объяснить динамику работы колпачковой тарелки.

Были предложены упрощенные методы определения габаритов колонны [XIV. 49, XIV. 1], которые можно применять для предварительных расчетов (в том числе экономических). Практический расчет и сооружение колпачковых колонн производятся на основании более детализированных методов [XIV. 4, XIV. 14].

1. УПРОЩЕННЫЕ МЕТОДЫ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ГАБАРИТОВ КОЛОНН

Упрощенные методы определения габаритов колонн основываются на эмпирическом применении формулы уноса капель. Для данной капли диаметром d, только что подхваченной поднимающимся потоком пара, действующая сила тяжести равна сопротивлению самой капли:

$$^1/_6\pi d^3 (\rho_ж - \rho_г) g = \frac{R'}{\rho_г v^2} \frac{\pi d^2}{4} \rho_г v^2, \quad \text{(XIV. 63)}$$

где $R'/\rho_г v^2$ — коэффициент лобового сопротивления; $\rho_ж$ — плотность жидкости; $\rho_г$ — плотность газа; v — скорость газа; d — диаметр капли; g — гравитационная константа.

В этих условиях скорость газа

$$v = c \sqrt{\frac{\rho_ж - \rho_г}{\rho_г}}, \quad \text{(XIV. 64)}$$

где

$$c = \sqrt{\frac{2gd}{3R'/\rho_г v^2}}.$$

Выразив в единицах массовой скорости (массопоток в единицу времени на единицу площади поперечного сечения [XIV. 49] уравнение (XIV. 64), получим

$$u = c \sqrt{\rho_г (\rho_ж - \rho_п)}, \quad \text{(XIV. 65)}$$

где u — массовая скорость паров в *кг/ч* на 1 *м²* поперечного сечения колонны; c — эмпирически найденный параметр в *м/ч*; $\rho_ж$ — плотность жидкости в условиях колонны в *кг/м³*; $\rho_п$ — плотность паров в условиях колонны в *кг/м³*.

Уравнение (XIV. 65) применяли, чтобы определить c в экспериментальных и промышленных колпачковых колоннах, работающих в различных условиях расхода жидкости и газа, плотности газа и расположения и конструкции тарелок и т. п. Для первого приближения величина c, как показали Соудерс и Браун (Souders and Brown) [XIV. 49], является функцией расстояния между тарелками, плотности жидкости и газа и поверхностного натяжения (рис. XIV. 39). Очевидно, эта корреляция построена на чрезмерном упрощении действи-

тельной картины, но она обеспечивает возможность быстрого вычисления поперечного сечения колонн, давая величину, составляющую 60—80% предельной или максимальной паропропускной способности. Поверхностное натяжение берется одним из параметров, так как можно полагать, что дисперсия жидкости на мельчайшие капельки увеличивается по мере уменьшения поверхностного натяжения. Однако Киршбаум (Kirschbaum) [XIV. 28] обнаружил, что поверхностное натяжение очень незначительно влияет на допускаемую скорость паров.

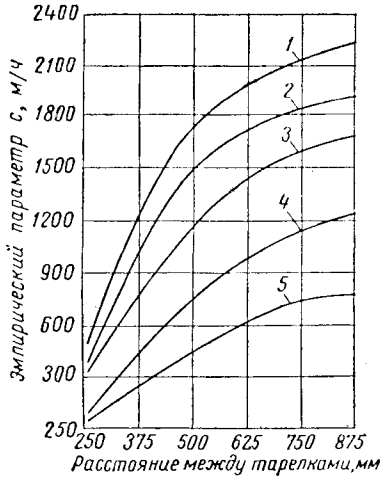


Рис. XIV. 39. Корреляция Соудерса — Брауна для приближенного определения габаритов колонн.

1 — поверхностное натяжение 20 *дин/см* и выше; *2* — 10 *дин/см*; *3* — 5 *дин/см*; *4* — 1,0 *дин/см* (рекомендуемое поверхностное натяжение для углеводородных абсорберов); *5* — 0,5 *дин/см*.

Киршбаум систематически изучал значение расстояния между тарелками для расчета колонн, особенно для расстояний меньше 300—400 *мм*. При большем расстоянии между тарелками (рис. XIV. 40, *а* и *б*) дальнейшее увеличение расстояния дает очень небольшое увеличение предельной скорости паров, за исключением случаев большой плотности газа. По соотношению Киршбаума максимально допускаемая скорость паров

$$v = c' (\rho_п)^b, \qquad \text{(XIV. 66)}$$

где v — максимально допускаемая скорость паров; $\rho_п$ — плотность паров; b — функция расстояния между тарелками; колеблется от —0,425 до —0,545; c' — эмпирическая функция расстояния между тарелками.

Уравнение (XIV. 66) можно получить из (XIV. 64), если $\rho_ж$ принять больше $\rho_п$ и если $\sqrt{\rho_ж - \rho_п}$ считать константой, которую включает в себя c'.

Удобный метод установления габаритов колонн для фракционирования углеводородов был предложен Эткинсом и Вильсоном (Atkins and Wilson) [XIV. 1]. Уравнение того же типа, что и уравнение Соудерса — Брауна, применяется для активной поверхности тарелки, т. е. поверхности, занятой колпачками. Приводятся критерии для определения пропускной способности колонны по жидкости и пару.

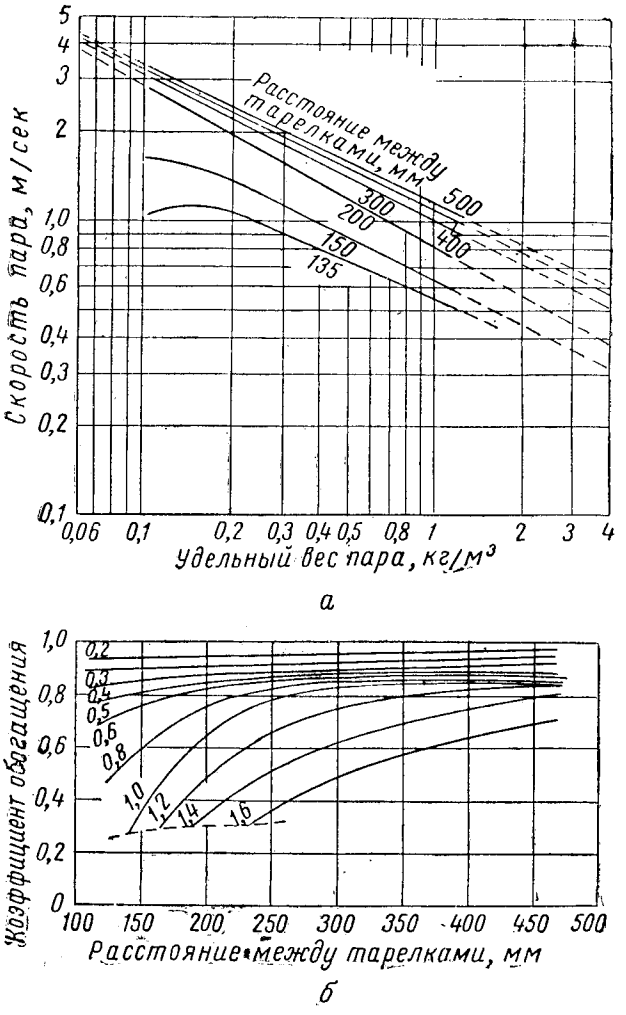


Рис. XIV. 40.

а — допускаемая скорость пара при различной плотности пара и различном расстоянии между тарелками; *б* — зависимость коэффициента обогащения от расстояния между тарелками при различной скорости пара в *м/сек*.

2. НЕКОТОРЫЕ КРИТЕРИИ РАСЧЕТА КОЛПАЧКОВЫХ ТАРЕЛОК

При рассмотрении рис. XIV. 40 мы уже обращали внимание на то, что небольшое расстояние между тарелками приводит к низкой предельной пропускной способности по пару. Это можно объяснить уносом, задержкой жидкости в сливных стаканах вследствие перепада давления на тарелке или ограниченной пропускной способностью сливных станков по жидкости.

Здесь уносом именуется образование на тарелке обильного разбрызгивания жидкости, которая достигает вышележащей тарелки. Обычно следует располагать тарелки на расстоянии 450—600 *мм* одна от другой.

Влияние уноса на увеличение потребного числа идеальных ступеней было рассмотрено в предыдущем разделе. Влияние уноса на эффективность действительной тарелки может быть вызвано повторным смешением жидкостей. Резкое снижение эффективности тарелок в интервале, непосредственно предшествующем предель-

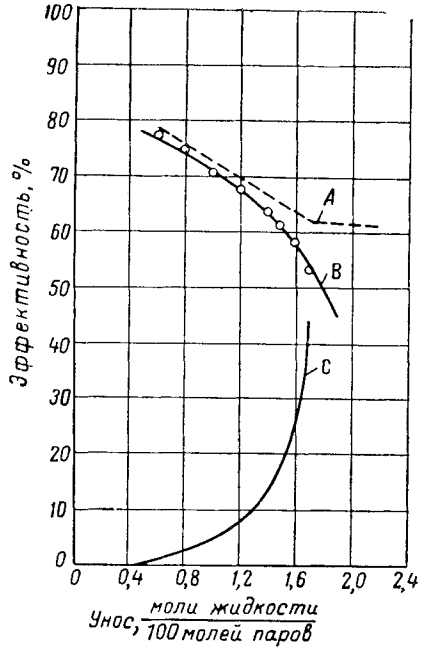


Рис. XIV. 41. Влияние уноса на эффективность.

Условия построения кривой: сетчатая тарелка с отверстиями диаметром 3,2 *мм*, расположенными в вершинах равносторонних треугольников со стороной 9,5 *мм*, свободная поверхность — 6,7%, $S_{ср}$ =38,1 *мм*. *A* — экспериментальная кривая для тарелки без уноса (отдельная тарелка); *B* — экспериментальная кривая эффективности для трех тарелок, расположенных на расстоянии 300 *мм* одна от другой; *C* — экспериментальная кривая уноса для трех тарелок. Кружками обозначена эффективность для трех тарелок, находящихся на расстоянии 300 *мм* одна от другой, вычисленная по кривым *A* и *C* [XIV. 25а].

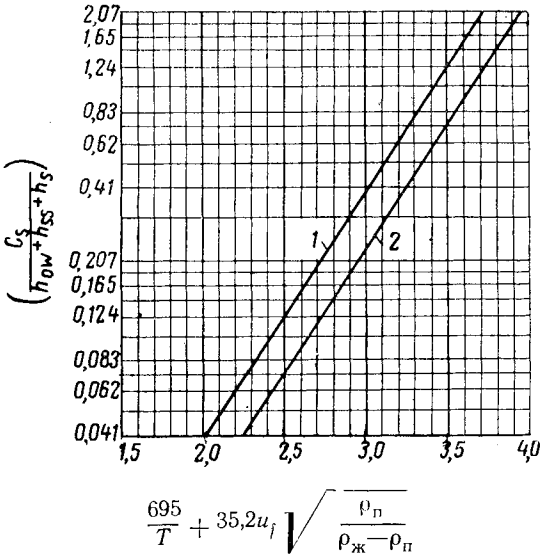


Рис. XIV. 42. Эмпирическая зависимость уноса жидкости [XIV. 45].

C_S — массовая скорость уноса жидкости на активную поверхность в *кг/мин · м²*; h_{0w} — высота гребня жидкости над перегородкой в *мм*; h_{ss} — статический затвор прорези в *мм*; h_S — перепад давления через прорезь в *мм*; u_f — скорость паров на активной поверхности в *м/сек*; *T* — расстояние между тарелками в *мм*; $\rho_ж$, $\rho_п$ — плотность жидкости и пара в *кг/м³*. *1* — поверхностное натяжение 30 *дин/см*; *2* — 70 *дин/см*.

ной пропускной способности по пару, может быть вызвано уносом. Это подтверждает рис. XIV. 41, где расходы пара, при которых наблюдалось увеличение уноса и снижение эффективности тарелок, совпадают.

Поскольку очевидно, что унос в значительной степени зависит от расстояния между тарелками, Хант, Хансон и Вилке (Hunt, Hanson and Wilke) [XIV. 24] определили, что успокоение, наоборот, не оказывает большого влияния на унос. Симкин, Стренд и Олни (Simkin, Strand and Olney) [XIV. 45] разработали эмпирическую зависимость уноса жидкости в колпачковых колоннах. Эта зависимость, представленная на рис. XIV. 42, хотя не вполне универсальна, но характеризует некоторые главные переменные, определяющие унос жидкости, и ясно свидетельствует о экспоненциальной зависимости между уносом и расходом пара.

Высота, до которой прорези колпачка залиты жидкостью, должна быть достаточной для обеспечения надлежащего контакта между газовой и жидкой фазами. Эффективность тарелки в зависимости от глубины затопления прорези для системы этанол — вода показана на рис. XIV. 43 [XIV. 9, XIV. 28]. Очевидно, что эффективность тарелки уже весьма значительная, когда глубина затопления прорези или расстояние между вершиной прорези и уровнем жидкости без течения пара равны нулю. При увеличении глубины затопления свыше 2,5 *см* эффективность разделения этой системы изменяется очень мало. Глубина затопления прорези в 2,5 *см* и выше благоприятствует фракционированию легких углеводородов. Регулировка высоты затворной перегородки позволяет контролировать глубину затопления прорези. Затворная перегородка высотой 5—7,5 *см* обычно обеспечит глубину затопления прорези, достаточную для сохранения активности тарелки.

На рис. XIV. 44 показана зависимость между величиной отверстия прорези и горизонтальным расстоянием перемещения потока и скоростью пара [XIV. 28, XIV. 42]. Горизонтальное расстояние течения достигает асимптотической величины около 2,5 *см* при высоких скоростях пара. Чтобы избежать взаимного столкновения между потоками пара, выходящими из смежных колпачков, минимальное расстояние между колпачками должно в 2 раза превышать максимальное расстояние течения и быть равным примерно 5 *см*. При равной скорости пары высокой плотности могут проходить большее расстояние по горизонтали, чем пары низкой плотности. Минимальное расстояние между прямоугольными колпачками при прохождении потока жидкости параллельно ряду колпачков должно составлять не менее 10 *см*. Вследствие большого расстояния между колпачками образуются сквозные потоки жидкости, что нежелательно, поэтому следует обеспечивать достаточно высокую и равномерную плотность колпачков на тарелке либо применять распределительные перегородки, направляющие поток жидкости по тарелке.

Для данного диаметра колпачка и данного расхода газа соотношение по площади между стаканами для подъема паров возвратным и кольцевым пространством должно обеспечивать наименьший перепад давления по всей тарелке.

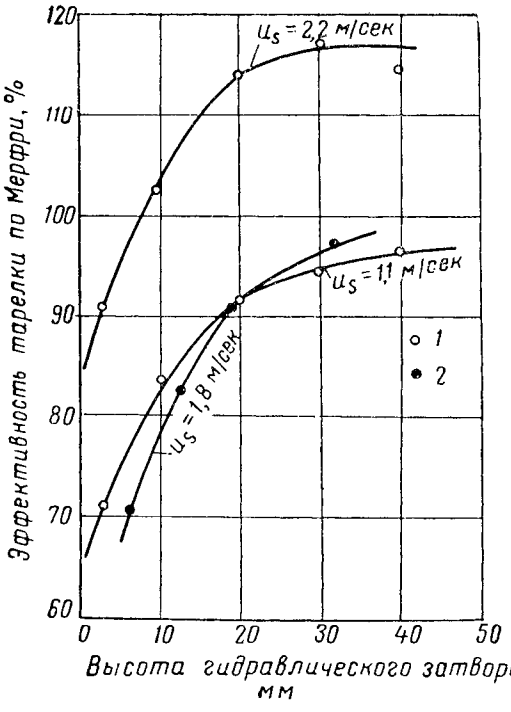


Рис. XIV. 43. Эффективность тарелки по Мерфри как функция гидравлического затвора.

1 — данные Киршбаума; *2* — данные Кэри и других.

Наименование	По Киршбауму	По Кэри и другим
Диаметр колонны, *мм*	110,0	152,4
Площадь прорезей, %	4,55	3,53
Соотношение жидкость — пар	0,5	1,0
Ширина прорези, *мм*	Треугольная	6,4
Высота прорези, *мм*	5,0	12,7

Влияние изменения соотношения между площадью кольцевого пространства и площадью пароподъемного стакана на перепад давления по этим конструктивным элементам для уравнения Дофина [XIV. 4, XIV. 12] показано на рис. XIV. 45.

Стабильной является тарелка, на которой активно действуют все колпачки. Пределом стабильности является такой расход пара, при котором как раз становятся активными все колпачки на тарелке.

Для определения стабильности тарелки нет простого критерия, поскольку она зависит от размера и формы колпачка, расстояния между колпачками, высоты затворных перегородок, качеств жидкости, жидкой и парообразной нагрузки и длины пути, проходимого жидкостью. Общая методика предварительного определения перепада жидкости была предложена Дэвисом (Davies) [XIV. 13] и усовершенствована Боллесом (Bolles) [XIV. 4].

Гидравлический перепад по колонне в нормальных условиях ее работы вызывается в основном сопротивлением, оказываемым газовым потоком потоку аэрированной массы, и перепадом аэрированной массы под действием трения при движении ее по тарелке. При

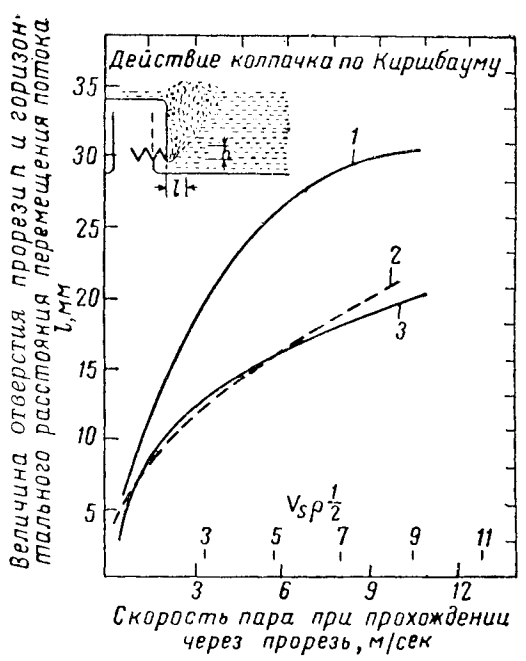


Рис. XIV. 44. Зависимость между величиной отверстия прорези и горизонтальным расстоянием перемещения потока и скоростью пара [XIV. 28, XIV. 42].

1 — горизонтальное расстояние истечения; *2* — теоретическая кривая — уравнение Роджерса и Тиле; *3* — данные Киршбаума.

Диаметр колонны 400 *мм*, поверхность прорези 14,1%; система этанол — вода, треугольные прорези, высота прорези 15 *мм*, зазор между колпачком и тарелкой 7 *мм*.

расчетах гидравлический перепад важен лишь постольку, поскольку он вызывает неустойчивость тарелки при низком расходе газа. Но когда тарелка становится стабильной, то хотя гидравлический перепад увеличи-

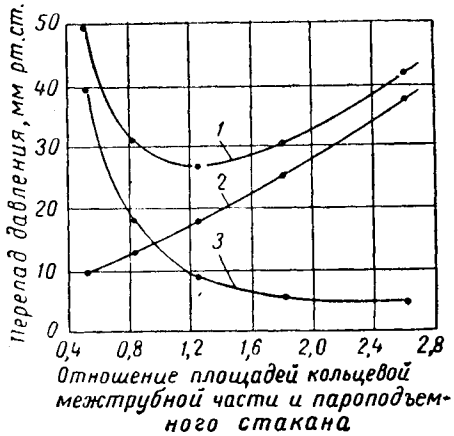


Рис. XIV. 45. Определение оптимального соотношения между площадью межтрубной части и пароподъемного стакана [XIV. 4].

1 — всего — пароподъемный стакан, возвратная трубка и межтрубная часть; *2* — пароподъемный стакан; *3* — возвратная трубка и межтрубная часть.

вается по мере увеличения расхода газа, но уже не оказывает вредного влияния на работу тарелки.

По-видимому, наиболее важным фактором, определяющим гидравлический перепад, является гидростатический напор на выходной стороне тарелки и высокие затворные перегородки на выходе могут весьма эффективно противодействовать возникновению нестабильности тарелки при большом расходе жидкости [XIV. 29].

Для предотвращения нестабильности тарелки в колоннах среднего размера достаточен перепад давления по тарелке, существующий при разнице в уровне жидкости в 5—7,5 *см*. Более обстоятельно этот вопрос рассмотрен в работах Дэвиса [XIV. 14], Боллеса [XIV. 4] и Кемпа и Пайла (Kemp and Pyle) [XIV. 26].

Сливные стаканы обеспечивают некоторое время отстоя для окончательного разделения жидкой и паробразной фаз, подают жидкую фазу на нижележащую тарелку и создают гидравлический затвор на пути паров, поднимающихся с нижней тарелки.

По рекомендации Дэвиса [XIV. 14] минимальное время отстоя при стекании жидкости вниз должно составлять 5 *сек*. Эткинс и Вильсон (Atkins and Wilson) [XIV. 1] считают, что скорость при стекании жидкости вниз должна составлять от 6,3 до 10,5 *см/сек*, а при расстоянии между тарелками 600 *мм* — 8,4 *см/сек*; это дает около 7 *сек* времени отстоя. Для обеспечения эффективного разделения газа и жидкости в сливных стаканах высота жидкости, сброшенной через затворные перегородки, должна быть меньше ширины перегородки.

Для отдельной тарелки с поперечным потоком это требование оказывается удовлетворенным, когда

$$b_s > \sqrt{h_{нп} t}, \qquad \text{(XIV. 67)}$$

где b_s — средняя ширина сливного стакана в *мм*; t — расстояние между тарелками в *мм*; $h_{нп}$ — высота чистой жидкости над затворной перегородкой в *мм*.

Для центрального сливного стакана затворной перегородки с двойным поперечным потоком

$$b_s > 2\sqrt{h_{нп} t}, \qquad \text{(XIV. 68)}$$

поскольку оба потока встречаются у центрального сливного стакана. Уравнения (XIV. 67) и (XIV. 68) выведены с учетом горизонтальной составляющей скорости жидкости, текущей через затворную перегородку, и максимально возможной высоты, с которой падает жидкость.

В этих условиях значительная часть площади сливного стакана остается для выделения паров, если только жидкости не отличаются высокой способностью к пенообразованию.

Одним из наиболее важных моментов расчета является высота столба чистой (без пены) жидкости в сливном стакане. Она зависит от гидростатического напора на тарелке, перепада давления на тарелке и сопротивления течению в сливных стаканах. В современной практике расчета принято предусматривать примерно 50% свободной высоты в сливных стаканах фракционирующих колонн и даже до 60% свободной высоты в системах с более вязким абсорбентом. С каждым днем накапливается все больше данных, позволяющих вычислять уровень пены в сливном стакане по расчетной высоте столба чистой жидкости. Коэффициент аэрации в сливном стакане

$$A_f = \frac{\text{высота столба чистой жидкости}}{\text{высота слоя пены}}$$

изменяется в зависимости от характера системы газ—жидкость и динамики тарелки. Для данного сливного стакана величина A_f уменьшается по мере увеличения расхода жидкости и газа и повышения вязкости жидкости.

§ 7. РАСЧЕТ ТАРЕЛОК

Ниже рассматриваются последовательные этапы расчета тарелок, начиная от расчета перепада давления по колпачкам и кончая расчетом столба чистой жидкости в сливных стаканах. Приводятся только некоторые из описанных в литературе формул расчета [XIV. 4, XIV. 14, XIV. 27].

1. ПЕРЕПАД ДАВЛЕНИЯ В КОЛПАЧКАХ

Перепад давления в колпачках определяют, суммируя перепады давления по каждому элементу колпачка. Перепад давления в пароподъемной трубке по определению Дофина [XIV. 12]

$$h_r = 1{,}18 \frac{d_r}{\rho_ж} \left(\sqrt{\rho_п} \frac{V}{A_r} \right)^{2{,}09}, \qquad \text{(XIV. 69)}$$

где h_r — потеря напора в пароподъемной трубке в *мм вод. ст.*; d_r — внутренний диаметр пароподъемной трубки в *мм*; $\rho_ж$ — плотность жидкости в *кг/м*^{3}; $\rho_п$ — плотность пара в *кг/м*^{3}; V — общая паровая нагрузка на тарелку в условиях потока в *м*^{3}*/сек*; A_r — общая поверхность зоны пароподъемной трубки на тарелку в *м*^{2}.

Перепад давления по обратной и межтрубной зонам передается полуэмпирическим выражением

$$h_{ra} = 0{,}275 \frac{\rho_в}{\rho_ж} \left(\sqrt{\rho_п} \frac{V}{A_u} \frac{2A_u^2}{A_m A_c} 0{,}827 \right)^{1{,}71}, \qquad \text{(XIV. 70)}$$

где h_{ra} — потеря напора в возвратном и межтрубном пространстве в *мм вод. ст.*; $\rho_в$ — плотность воды в *кг/м*^{3}; A_u — площадь пароподъемного стакана на тарелку в *м*^{2}; A_m — меньшая из двух площадей A_a и A_r; A_a — площадь межтрубного пространства в *м*^{2}; A_c — общая внутренняя площадь поперечного сечения колпачков на тарелку в *м*^{2}.

2. ПЕРЕПАД ДАВЛЕНИЯ ЧЕРЕЗ ПРОРЕЗИ

Следующим этапом является вычисление перепада давления газа при прохождении его через прорези. Боллес [XIV. 4] применил метод Роджерса и Тиле [XIV. 42] для определения размера отверстия прорези и отсюда перепада давления в трапецоидальных прорезях, к которым относятся и треугольные и прямоугольные прорези. Следующие расчеты заимствованы из статьи Боллеса [XIV. 4].

Чтобы получить расход пара, нужно применить к площади dA уравнение диафрагмы

$$u = K_s \sqrt{2g \frac{\rho_ж - \rho_п}{\rho_п} \frac{h}{10^3}}. \qquad \text{(XIV. 71)}$$

Тогда

$$dV_s = u dA = K_s \sqrt{2g \frac{\rho_ж - \rho_г}{\rho_п} \frac{h}{10^3}} \frac{w_s\, dh}{10^6}, \qquad \text{(XIV. 72)}$$

где V_s — паровая нагрузка на прорезь в *м³/сек*; u — скорость прохождения потока через прорезь в *м/сек*; K_s — коэффициент отверстия прорези; g — гравитационная постоянная в *м/сек²*; $\rho_ж$ — плотность жидкости в *кг/м³*; $\rho_г$ — плотность газа в *кг/м³*; w_s — ширина прорези в *мм*; h — высота прорези в *мм*.

Ширина w действительного элемента потока для трапецоида определяется размерами элементов по следующему соотношению:

$$w = w_{st} + (w_{sb} - w_{st})\frac{h_s - h}{H_s}, \qquad \text{(XIV. 73)}$$

где w_{st} — ширина прорези наверху в *мм*; w_{sb} — ширина прорези внизу в *мм*; h_s — отверстие или перепад давления прорези в *мм*; H_s — высота прорези в *мм*.

Совмещая уравнения (XIV. 72) и (XIV. 73), получаем

$$dV_s = \frac{K_s}{10^6}\sqrt{\frac{2g}{10^3}\frac{\rho_ж - \rho_г}{\rho_г}}\left[w_{st} + (w_{sb} - w_{st})\frac{h_s - h}{H_s}\right]h^{1/2}dh. \qquad \text{(XIV. 74)}$$

Общий расход пара через отверстие прорези h_s выражается интегралом

$$V_s = \frac{K_s}{10^6}\sqrt{\frac{2g}{10^3}\frac{\rho_ж - \rho_г}{\rho_г}}\left[\int_0^{h_s} w_{st}h^{1/2}dh + \int_0^{h_s}(w_{sb} - w_{st}) \times \right.$$
$$\left. \times \frac{h_s}{H_s}h^{1/2}dh - \int_0^{h_s}\frac{w_{sb} - w_{st}}{H_s}h^{3/2}dh\right]. \qquad \text{(XIV. 75)}$$

Интегрируя, получаем

$$V_s = \frac{K_s}{10^6}\sqrt{\frac{2g}{10^3}\frac{\rho_ж - \rho_г}{\rho_г}}\left(\frac{2}{3}w_{st}h_s^{3/2} + \frac{2}{3}\frac{w_{sb} - w_{st}}{H_s} \times \right.$$
$$\left. \times h_s^{5/2} - \frac{2}{5}\frac{w_{sb} - w_{st}}{H_s}h_s^{5/2}\right). \qquad \text{(XIV. 76)}$$

Применив величину $K_s = 0{,}51$, получаем объем пара для всей тарелки:

$$V = 1{,}29 \cdot 10^7 N_s N_c \sqrt{\frac{\rho_ж - \rho_г}{\rho_г}} \times$$
$$\times \left[\frac{2}{3}w_{st}h_s^{3/2} + \frac{4}{15}\left(\frac{w_{sb} - w_{st}}{H_s}\right)h_s^{5/2}\right], \qquad \text{(XIV. 77)}$$

где N_s — число прорезей в колпачке; N_c — число колпачков на тарелке.

$$A_s = N_s N_c H_s \frac{w_{sb} + w_{st}}{2 \times 10^6}, \qquad \text{(XIV. 78)}$$

$$V = 0{,}258\frac{A_s}{H_s}\sqrt{\frac{\rho_ж - \rho_г}{\rho_г}}\left(\frac{2}{3}\frac{w_{st}}{w_{sb} + w_{st}}h_s^{312} + \right.$$
$$\left. + 0{,}258\frac{w_{sb} - w_{st}}{w_{sb} + w_{st}}\frac{h_s^{5/2}}{H_s}\right). \qquad \text{(XIV. 79)}$$

Это выражение можно упростить, введя параметр

$$R_s = \frac{w_{st}}{w_{sb}}. \qquad \text{(XIV. 80)}$$

Поскольку

$$\frac{w_{st}}{w_{sb} + w_{st}} = \frac{R_s}{1 + R_s}, \qquad \text{(XIV. 81)}$$

то

$$\frac{w_{sb} - w_{st}}{w_{sb} + w_{st}} = \frac{1 - R_s}{1 + R_s}. \qquad \text{(XIV. 82)}$$

Уравнение (XIV. 79) будет иметь следующий вид:

$$V = 0{,}258\frac{A_s}{H_s}\sqrt{\frac{\rho_ж - \rho_г}{\rho_г}}\left(\frac{2}{3}\frac{R_s}{1 + R_s}h_s^{3/2} + \right.$$
$$\left. + \frac{4}{15}\frac{1 - R_s}{1 + R_s}\frac{h_s^{5/2}}{H_s}\right). \qquad \text{(XIV. 83)}$$

Решить уравнение (XIV. 83) точно для отверстия прорези невозможно, но решение, где отношение отверстия прорези к высоте прорези определяется в зависимости от отношения паровой нагрузки к максимальному расходу пара, можно представить графически, как это сделано на рис. XIV. 46. Следует обратить внимание, что максимальный расход пара или расход, соответствующий полностью раскрытой прорези, равен

$$V_m = 0{,}258\left(\frac{2}{3}\frac{R_s}{1 + R_s} + \frac{4}{15}\frac{1 - R_s}{1 + R_s}\right) \times$$
$$\times \sqrt{H_s\frac{\rho_ж - \rho_г}{\rho_г}A_s}, \qquad \text{(XIV. 84)}$$

поскольку в данных условиях $h_s = H_s$.

На рис. XIV. 46 показаны три кривые, соответствующие треугольным прорезям (R_s=0,00), трапецоидальным прорезям ($R_s = 0{,}50$) и прямоугольным прорезям ($R_s = 1{,}00$).

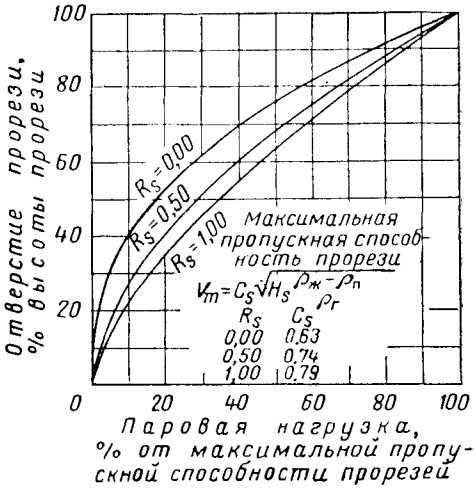


Рис. XIV. 46. Общая корреляция для трапецоидальной прорези [XIV, 4].

3. РАСЧЕТ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО ПЕРЕПАДА

Дэвис [XIV. 13] предложил полутеоретический подход к проблеме вычисления гидравлического перепада в колпачковой колонне. Схематическое изображение тарелки, работающей в условиях, приближающихся к нестабильным, показано на рис. XIV. 47. Барботаж в D можно

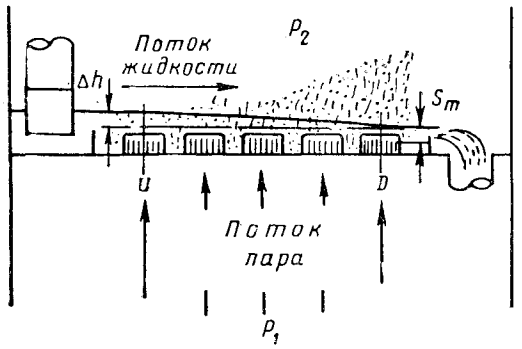


Рис. XIV. 47. Схематическое изображение тарелки, работающей в условиях, близких к нестабильным [XIV. 26].

считать нормальным, а барботаж в U так незначителен, что сопротивление потоку можно приравнять сумме перепада и глубине затопления прорези. С другой стороны, перепад давления в D равен перепаду давления через прорези плюс напор, создаваемый аэрированной жидкостью. Оба перепада давления можно выразить так:

$$h_r + h_{ra} + h_s + \psi_T S_m = \Delta + S_m, \qquad \text{(XIV. 85)}$$

где h_r — перепад давления в пароподъемном стакане; h_{ra} — перепад давления через возвратный и межтрубный слой; h_s — перепад давления через прорези; ψ_T — часть глубины затопления прорези, характеризующая потери давления у выходного ряда колпачков U; S_m — глубина затопления; Δ — гидравлический перепад.

Если $\psi_T = 1{,}0$, тогда $h_r + h_{ra} + h_s \geqslant \Delta$ для барботажа в том ряду колпачков, который обозначен U на рис. XIV. 47. При этом барботаж начинается лишь тогда, когда $h_r + h_{ra} + h_s = \Delta$. Фактически, как свидетельствуют данные Кемпа и Пайла (Kemp and Pyle) [XIV. 26], величины ψ_T для активных колпачков меньше единицы, когда другая часть колпачков нестабильна, поэтому мы можем написать

$$h_r + h_{ra} + h_s + (\psi_T - 1) S_m = \Delta. \qquad \text{(XIV.86)}$$

Это указывает на то, что, когда тарелка начинает становиться нестабильной, гидравлический перепад может быть несколько меньше перепада давления через колпачок.

Но гидравлический перепад Δ в колпачковой колонне является сложной функцией большого числа следующих переменных [XIV. 13]: 1) расхода жидкости; 2) плотности жидкости; 3) расхода паров; 4) плотности паров; 5) минимальной величины гидравлического затвора; 6) характеристики работы колпачка, включая перепад давления в колпачке; 7) расстояния между колпачками; 8) числа рядов колпачков; 9) зазора между дном колпачка и тарелкой.

Суммирующая кривая гидравлического перепада как функции коэффициента F_s для данной тарелки приведена на рис. XIV. 48. На той же диаграмме изображены перепад давления при нулевом гидравлическом затворе и геометрическое место точек стабильности тарелки.

Хотя метод предсказания гидравлики тарелок, предложенный Дэвисом [XIV. 13], только качественно согласуется с экспериментально установленными фактами [XIV. 26], это единственный систематический подход

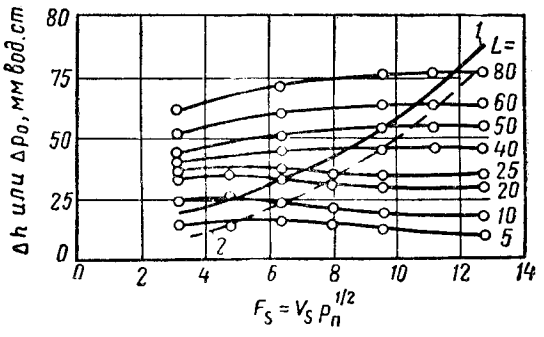


Рис. XIV. 48. Зависимость перепада давления от F_s, использованная при построении диаграмм пропускной способности по жидкости.

Для 16 рядов колпачков диаметром 76 *мм*, утопленных заподлицо в тарелку и расположенных в вершинах равносторонних треугольников (длина стороны 114 *мм*). Минимальный постоянный гидравлический затвор равен 25 *мм* [XIV. 26].

1 — перепад давления при нулевом затворе; *2* — кривая стабильности.

к данной проблеме, имеющийся в литературе. Уравнение Дэвиса было выведено на основе следующих допущений и условий.

1. Поперек тарелки течет только чистая жидкость, уровень которой выше дна колпачка, но не выше вершины колпачка.
2. Колпачки и пароподъемные стаканы круглые.
3. Колпачки расположены на тарелке по принципу равнобедренных треугольников.
4. Барботируют все колпачки.
5. Расположение и расстояние между колпачками повсюду одинаково.
6. Тарелка горизонтальна.
7. Ряд колпачков перпендикулярен направлению потока жидкости.
8. Тарелки относятся к типу тарелок с поперечным течением, потоки жидкости идут параллельно друг другу.
9. Основное сопротивление трения создается колпачком.
10. Стационарные условия потока.

Используя формулу погруженной диафрагмы для вычисления потерь трения, возникающих при движении потоков через колпачки, и экспериментальные данные о гидравлическом перепаде, Дэвис [XIV. 14] вывел конечное уравнение, показывающее зависимость гидравлического перепада Δ' от других переменных параметров тарелки:

$$\sqrt{\Delta'}\left\{\Delta'\left[3\left(\frac{N_r}{2}-1\right)+\frac{2}{1+{}^1/_4\beta^2}\right]+3N_r\times\right.$$

$$\left.\times\left[h_{l_0}+S(\alpha-1)\right]\right\}=\frac{N_r^{3/2}\sqrt{1+{}^1/_4\beta^2}\,Q}{2{,}4C_d l_c}. \qquad \text{(XIV. 87)}$$

Боллес [XIV. 4] делает дальнейшие допущения о том, что колпачки расположены в вершинах равносторонних треугольников, а диаметр пароподъемного стакана составляет примерно 0,7 диаметра колпачка. Тогда

$$\frac{Q/L_w}{C_d}=0{,}0025\frac{\gamma}{1+\gamma}\sqrt{\Delta_r'}\left[1{,}6\Delta_r'+3\left(h_l+\frac{0{,}3_s}{\gamma}\right)\right], \quad \text{(XIV. 88)}$$

где N_r — число рядов колпачков, перпендикулярных к направлению потока; h — глубина чистой жидкости на тарелке в *мм*; h_{l0} — глубина чистой жидкости у переточной перегородки в *мм*; l_c — общая свободная ширина между колпачками, перпендикулярными к направлению потока, в *мм*; S — зазор между дном колпачка и тарелкой в *мм*; C_d — коэффициент гидравлического перепада; L_w — общая ширина потока по тарелке, перпендикулярной к направлению потока; Q — нагрузка жидкости на тарелку или часть тарелки в *л/мин*; α — отношение расстояния между пароподъемными стаканами к расстоянию между колпачками; Δ' — гидравлический перепад между колпачками, не скорректированный на паровую нагрузку, в *мм*; Δ_r' — гидравлический перепад на один ряд колпачков, не скорректированный на паровую нагрузку, в *мм*; γ — отношение расстояния между колпачками к диаметру колпачка; β — отношение расстояния между колпачками, находящимися на параллельных потоках жидкости, к расстоянию между колпачками на наклонных потоках жидкости.

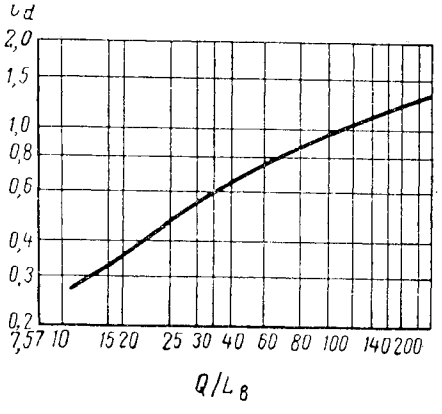


Рис. XIV. 49. Кривая коэффициента гидравлического перепада [XIV. 13].

Нагрузка жидкости на 0,3048 *м* средней ширины тарелки в *л/мин*.

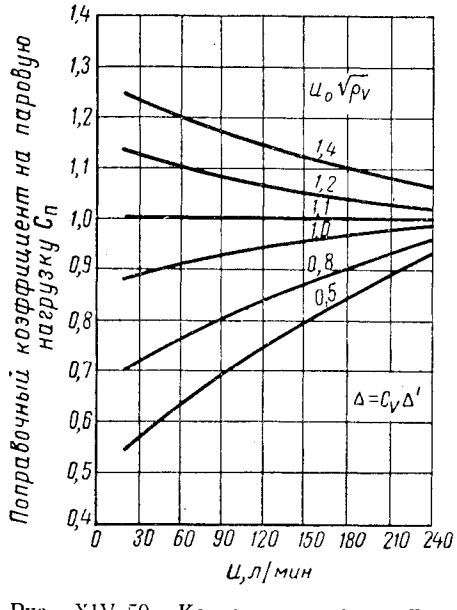


Рис. XIV. 50. Корреляция гидравлического перепада для паровой нагрузки [XIV. 13].

Нагрузка по жидкости на фут средней ширины тарелки в *л/мин*.

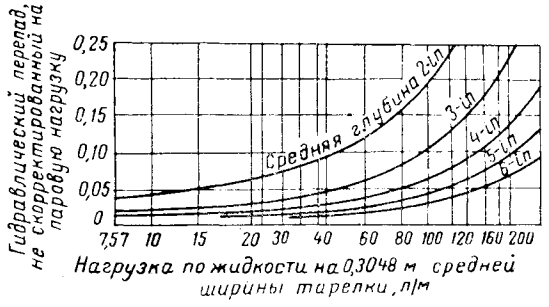


Рис. XIV. 51. Типовой рабочий график для вычисления гидравлического перепада (Болес [XIV. 4]).

На рис. XIV. 49 приведена кривая коэффициента гидравлического перепада, которую можно использовать вместе с уравнением [XIV. 88] для составления рабочих диаграмм с целью определения гидравлических перепадов на колпачковых тарелках. Наконец, истинный гидравлический перепад получаем, если умножим нескорректированный перепад на поправочный коэффициент (на расход пара), полученный по рис. XIV. 50. Типовой рабочий график, составленный Боллесом [XIV. 4], показан на рис. XIV. 51.

4. ПОТЕРИ ДАВЛЕНИЯ ПРИ ПРОХОЖДЕНИИ ПАРОВ ЧЕРЕЗ ЗОНУ БРЫЗГ ЖИДКОСТИ

Давление паров, вышедших из прорезей, снижается также при прохождении их через зону обильных брызг, выбрасываемых над колпачками. Действительный перепад давления при прохождении через эту зону

$$h_A \leqslant h_w + h_{ow} + \Delta - h_{ts}, \quad \text{(XIV. 89)}$$

где h_A — действительный перепад давления паров при прохождении через фонтанирующую жидкость; h_w — высота затворных перегородок; h_{ow} — высота чистой жидкости, переливающейся через затворную перегородку. Δ — гидростатический напор, вызванный гидравлическим перепадом, в определенной точке тарелки; h_{ts} — высота от дна тарелки до верхней части прорези. Коэффициент аэрации на тарелке

$$\psi_T=\frac{h_A}{h_w+h_{ow}+\Delta-h_{ts}},$$

его также можно определить по экспериментально полученным данным, поскольку

$$\psi_T = \frac{h_t - (h_r + h_{ra} + h_s)}{h_w + h_{ow} + \Delta - h_{ts}}, \qquad \text{(XIV. 90)}$$

где h_t — замеренный общий перепад давления по тарелке. Достаточно полных данных для вычисления ψ_T нет. Кемп и Пайл [XIV. 26] нашли, что коэффициент аэрации для системы воздух—вода колеблется от 0,50 до 0,80. Высокий уровень жидкости и высокий расход пара повышают величину ψ_T. Для системы воздух—абсорбент ψ_T равно от 0,4 до 0,6. Коэффициенты аэрации, встречающиеся при фракционировании газового бензина, неизвестны, но можно без риска применять при расчетах величину 0,6. Коэффициент аэрации зависит от многих переменных, но наиболее важными из них являются расход пара, глубина затопления прорези и качество фракционируемой системы. В предварительном порядке ψ_T можно использовать для пересчета статического погружения S_m в действительный перепад давления.

5. ПОТЕРИ НАПОРА В ОБРАТНОЙ ПЕРЕГОРОДКЕ

Потери гидравлического напора, происходящие при движении жидкости в обратной перегородке, приближенно вычисляются по формуле

$$h_d = 4{,}6 \cdot 10^{-8} \left(\frac{Q}{A_d}\right)^2, \qquad \text{(XIV. 91)}$$

где h_d — потеря напора в *мм вод. ст.*; Q — нагрузка жидкости на тарелку или часть тарелки в *л/мин*; A_d — минимальная площадь под сливным стаканом в $м^2$.

6. ВЫСОТА СТОЛБА ЖИДКОСТИ В СЛИВНОМ СТАКАНЕ

Исходным пунктом для вычисления высоты столба жидкости в сливных стаканах является высота жидкости на входе в тарелку, выражаемая как

$$h_{ti} = h_w + h_{ow} + \Delta, \qquad \text{(XIV. 92)}$$

где h_{ti} — высота жидкости на входе в тарелку, а другие переменные — те же, что и в уравнении (XIV. 89). Общая высота чистой жидкости в сливном стакане

$$H_d = h_{ti} + h_d + h_r + h_{ra} + h_s + \psi_T S_m. \qquad \text{(XIV. 93)}$$

Фактически высота жидкости в сливном стакане вследствие аэрации значительно больше указанной. Коэффициент аэрации в сливном стакане

$$A_f = \frac{H_d}{H_f}, \qquad \text{(XIV. 94)}$$

где H_f — фактическая высота пены в сливном стакане. Экспериментальные данные о A_f в сливных стаканах немногочисленны. Коэффициент аэрации системы воздух—вода примерно равен 0,8, а точнее 0,75. С другой стороны, для системы воздух—абсорбент получены величины 0,5—0,7 (точнее, 0,5). Для расчетов фракционирования газового бензина можно без риска применять величину 0,45. Когда уровень жидкости в сливном стакане дойдет до верха переточной перегородки, колонна, как можно предполагать, захлебнется.

Фактически принято при расчетах предусматривать 60%-ное заполнение сливных стаканов.

ГЛАВА XV

НИЗКОТЕМПЕРАТУРНАЯ ПЕРЕРАБОТКА ПРИРОДНОГО ГАЗА

В 20-х годах прошлого столетия Хемфри Дэви, Майкл Фарадей, М. Наттерер, Каньяр де ля Тур (Humphry Davy, Michael Faraday, M. Natterer, Cagnard de la Tour) и другие европейские ученые установили, что все обычные газы можно привести в жидкое состояние и что при повышении температуры смеси газ — жидкость в них происходят критические явления [I. 9]. К 1900 г. удалось перевести в жидкое состояние водород и гелий и после этого утвердилось представление о том, что все вещества могут существовать в газообразном, жидком и твердом состояниях. Критическая температура метана равна —82,5° С, при обычном давлении он кипит при температуре —161,5° С. Возможности осуществления технологических процессов при столь низких температурах ограничены, но для специальных целей их использование является целесообразным (например, производство жидкого кислорода) [1]. Опыт этого производства представляет ценность и для других низкотемпературных процессов [XV. 4, XV. 22].

К низкотемпературным можно отнести процессы выделения из природного газа этана, азота, гелия, сжиженных газов и конденсата.

§ 1. РАВНОВЕСНЫЕ СООТНОШЕНИЯ МЕЖДУ ФАЗАМИ

В главе III рассматривалось фазовое поведение систем метан — этан [III. 8] и метан — азот [III. 7, III. 15]. Следует отметить, что максимальное абсолютное давление двухфазной системы метан — этан равно 70 *ат* (рис. III. 11). Эта цифра типична для максимального давления двухфазных углеводородных систем при низкой температуре. Следовательно, для низкотемпературных процессов характерно среднее давление. Уровень максимального давления двухфазных систем определяется в основном близостью температур кипения компонентов, входящих в смесь, ибо при добавлении водорода к системам, состоящим из легких углеводородов, двухфазная область существует при абсолютном давлении 560, 700 *ат* и больше [XV. 3, XV. 5, XV. 6, XV. 36]. Имеющиеся данные о равновесии пар — жидкость для систем, находящихся при низкой температуре, обобщены в работе Руэмана (Ruhemann) [XV. 27].

Следует отметить, что все летучие углеводороды замерзают при температуре около —185° С (табл. IV. 1). Чистый метан замерзает при температуре —182,5° С. Наинизшую температуру замерзания имеет пропан: —187,6° С; этилен замерзает при —167,6° С и *н*-бутан при —138,3° С. Хотя под действием давления растворенных водорода или азота можно снизить температуру замерзания углеводородов, но при абсолютных давлениях порядка 140—210 *ат* это влияние незначительно.

Характеристика системы метан — этан, уже показанная наряду с системой азот — метан на рис. III. 10, представляет фазовые соотношения, имеющие большое значение для низкотемпературной переработки природного газа. На рис. XV. 1 приведена плотность насыщенных паров и жидкостей в смеси метан — этан. Константы равновесия для этой системы приведены в табл. XV. 1.

Система азот — метан была исследована Блумером и Перентом (Bloomer and Parent) [III. 7], а также Сайнсом, Роучем, Хогеном и Ролендом (Cines, Roach, Hagan and Roland) [III. 15]. Диаграммы этой системы показаны на рис. XV. 2 — XV. 6. Данные, полученные Сайнсом и другими, близки к данным Филипса (Philips) и Института газовой технологии (рис. XV. 7) [III. 8]. Описанию свойств азота при низких температурах посвящена работа Блумера и Рао (Bloomer and Rao) [XV. 7]. Диаграммы Моллье (Mollier) для азота и метана приведены на рис. XV. 8 и XV. 9. Кривая энтальпия — состав для смеси метан — азот показана на рис. XV. 10 [XV. 8].

Поведение системы двуокись углерода — метан представляет интерес, поскольку характеризует равновесные условия существования паровой, жидкой и твердой фаз. Фазовое поведение этой системы рассмотрено в работе Доннелли и Катца (Donnely and Katz). На рис. XV. 11 и XV. 12 показаны условия перехода смеси пара и жидкой фазы в смесь пара и твердой фазы. Как следует из этих кривых, метан снижает температуру замерзания двуокиси углерода.

При малом содержании CO_2 твердая фаза не образуется. При охлаждении природного газа, содержащего около 1,5% CO_2, вплоть до температуры сжижения метана трудностей, связанных с образованием твердой фазы, может не встретиться.

[1] Сейчас начинают использовать производство жидкого метана с последующей транспортировкой его в жидком состоянии в специальных танкерах. — *Прим. ред.*

Таблица XV 1

Величины K в системе метан — этан. Величины K для метана
[III. 8]

Температура, °С	Абсолютное давление, *ат*								
	7	14	21	28	35	42	49	56	63
*	—205,5	—178,2	—159,5	—145,2	—132,9	—122,5	—110,5***	—88,4***	—62,4
—128,9	1,16								
—117,8	2,02								
—106,7	2,99	1,44							
—95,6	4,06	2,01	1,36	1,06					
—84,4	5,45	2,68	1,82	1,38	1,13	1,02			
—73,3	6,95	3,33	2,28	1,76	1,42	1,20	1,06		
—62,2	8,61	4,02	2,73	2,10	1,71	1,43	1,24	1,09	
—51,1	9,78	4,85	3,17	2,43	1,97	1,67	1,44	1,28	1,08
—40,0	—	5,64	3,66	2,73	2,20	1,86	1,62	1,42	1,23
—28,9	—	6,23	4,16	3,05	2,40	2,00	1,74	1,52	1,33
—17,8	—	—	4,46	3,37	2,63	2,18	1,87	1,59	1,39
—6,6	—	—	—	3,54	2,83	2,30	1,91	1,63	1,39
4,4	—	—	—	3,62	2,85	2,36	1,91	1,63	1,23
15,6	—	—	—	—	—	2,30	1,82		
26,7	—	—	—	—	—	—	1,61		
**	—46,0	—6,2	21,6	43,0	61,0	75,8	88,3	72,6***	48,3***

Величина K для этана

*	—205,5	—178,2	—159,5	—145,2	—132,9	—122,5	—110,5***	—88,4***	—62,4***
—128,9	0,00735								
—117,8	0,0350								
—106,7	0,0710	0,0540							
—95,6	0,1291	0,0925	0,0890	0,1148					
—84,4	0,2225	0,1446	0,1257	0,1349	0,1712	0,2438			
—73,3	0,3550	0,2213	0,1822	0,1735	0,193	0,2515	0,398		
—62,2	0,546	0,3265	0,264	0,2372	0,240	0,275	0,339	0,5645	
—51,1	0,798	0,4571	0,363	0,3255	0,3115	0,322	0,358	0,441	0,718
—40,0	—	0,631	0,4798	0,421	0,405	0,405	0,421	0,462	0,583
—28,9	—	0,839	0,6237	0,540	0,510	0,497	0,506	0,533	0,619
—17,8	—	—	0,7975	0,674	0,6175	0,596	0,5975	0,612	0,686
—6,6	—	—	—	0,815	0,739	0,703	0,6875	0,708	0,760
4,4	—	—	—	0,980	0,873	0,814	0,790	0,807	0,894
15,6	—	—	—	—	0,995	0,926	0,881	0,929	
26,7	—	—	—	—	—	—	0,985		
**	—46,0	—6,2	21,6	43,0	61,0	75,8	88,3	72,6***	48,3***

* Температура насыщения метана. ** Температура насыщения этана. *** Критическая температура смеси.

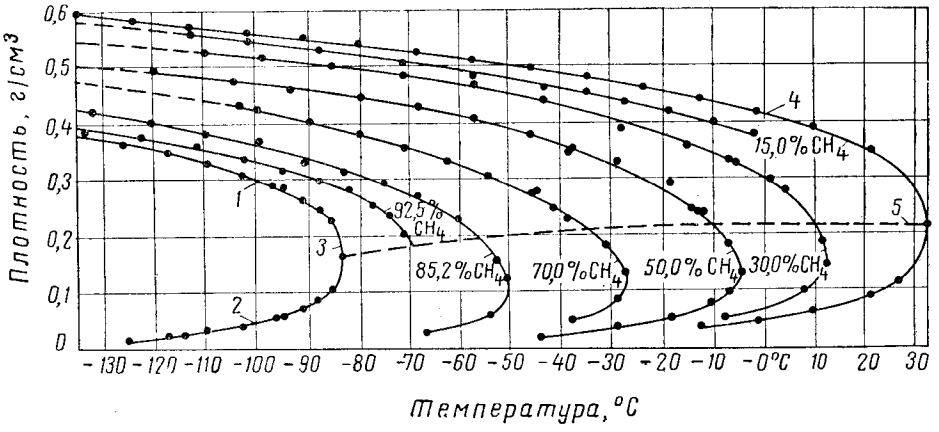


Рис. XV. 1. Плотность насыщенных паров и жидкостей в смеси метан — этан [III. 8].
1 — насыщенная жидкость; *2* — насыщенный пар; *3* — чистый метан; *4* — чистый этан; *5* — приближенное геометрическое место точек критической плотности.

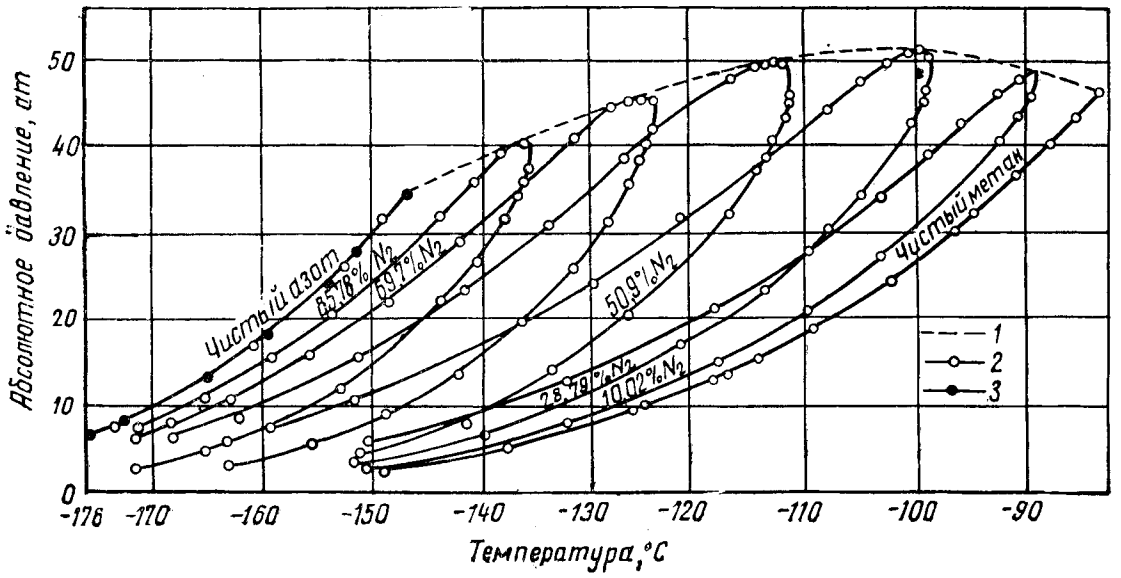


Рис. XV. 2. Диаграммы температур точек росы и начала кипения для системы метан—азот [III. 7].
1 — геометрическое место критических точек; *2* — измерения Института газовой технологии; *3* — критические точки по международным таблицам.

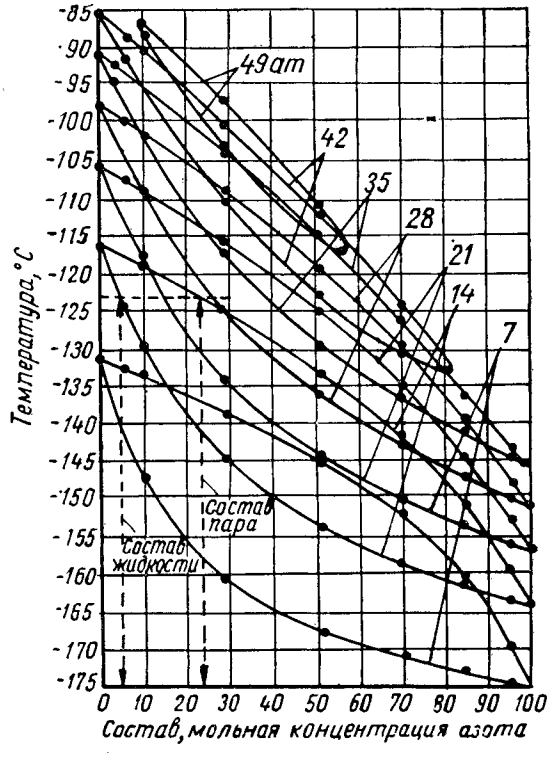


Рис. XV. 3. Диаграмма зависимости состава от изобарной температуры для системы метан — азот [III. 7].
Равновесные составы жидкости и пара определены при —123° С и абсолютном давлении, равном 14 *ат*.

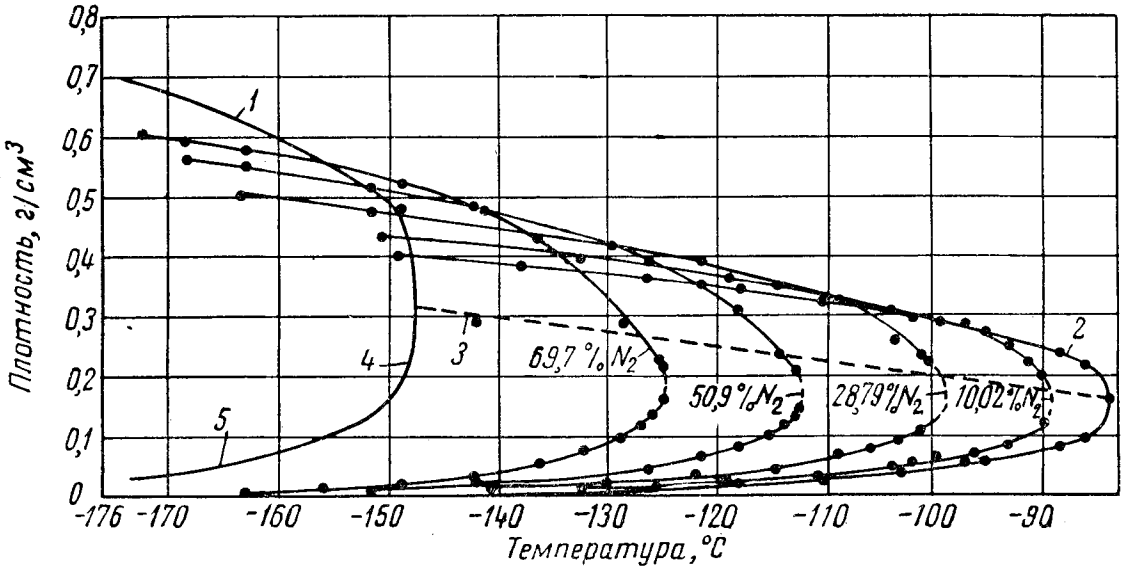


Рис. XV. 4. Плотность насыщенных паров и жидкости в системе метан — азот [III. 7].
1 — насыщенная жидкость; *2* — чистый метан; *3* — геометрическое место критических точек; *4* — чистый азот; *5* — насыщенный пар.

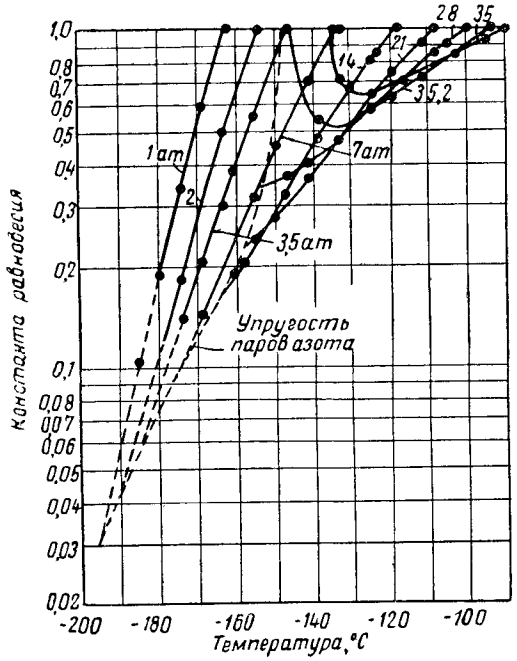


Рис. XV. 5. Константы равновесия для метана в системе метан — азот [III. 7].

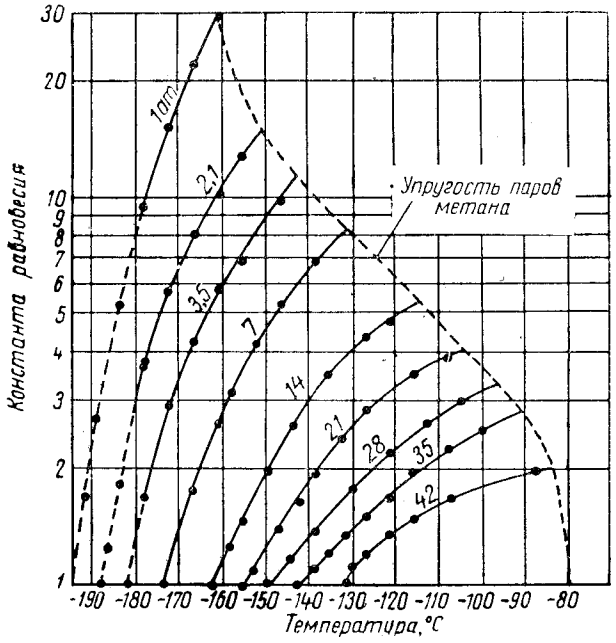


Рис. XV. 6. Константы равновесия для азота в системе метан — азот [III. 7].

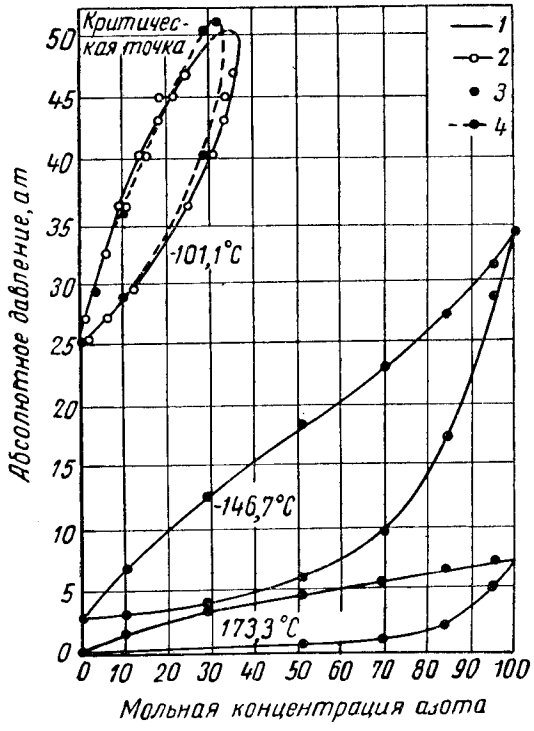


Рис. XV. 7. Сопоставление экспериментальных данных Сайнса с данными Института газовой технологии [III. 8].

1 — сглаженная линия Сайнса и др.; *2* — экспериментальные данные Сайнса и др.; *3* — экспериментальные данные Института газовой технологии; *4* — сглаженные данные Института газовой технологии при —101° С.

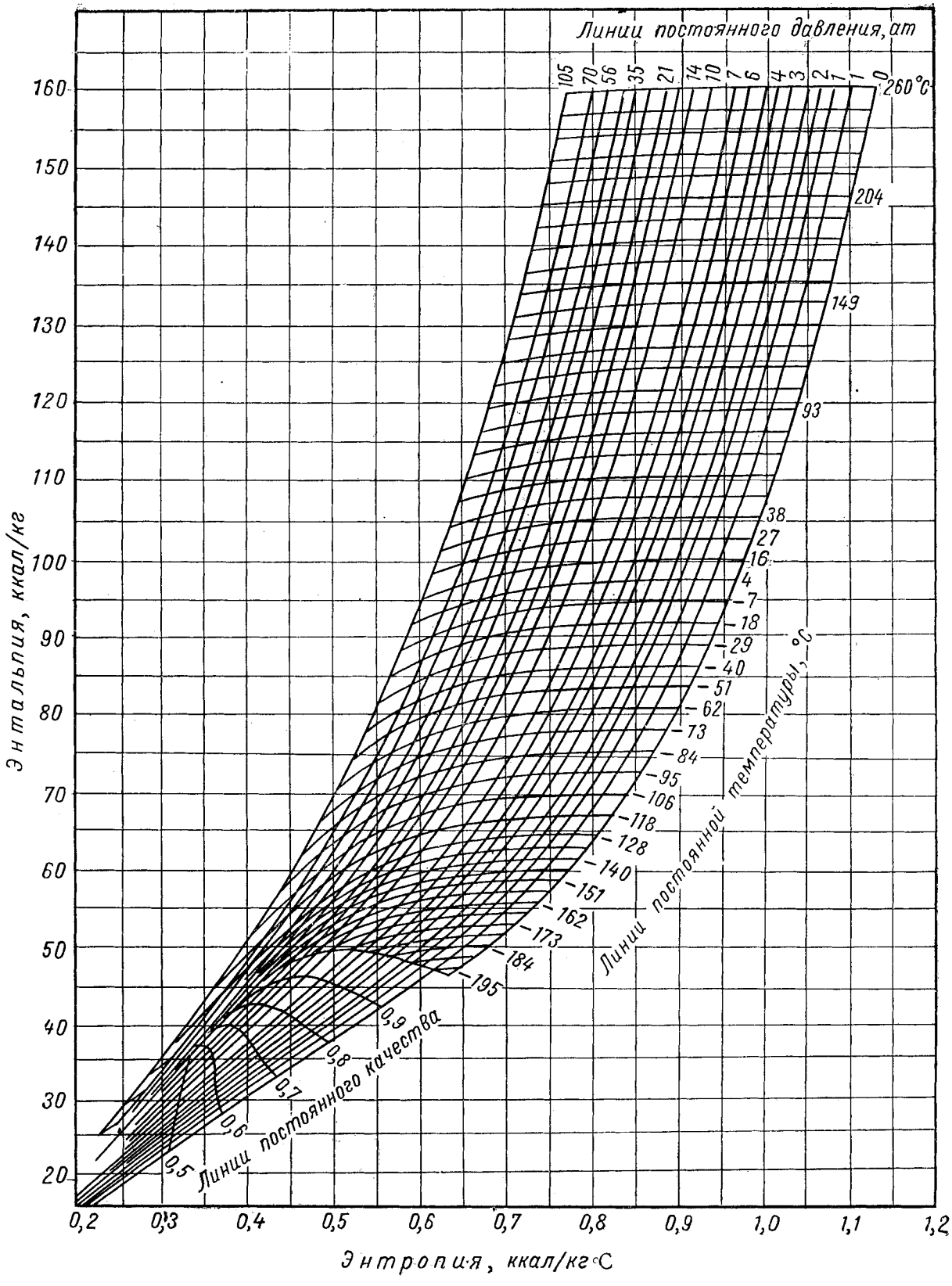


Рис. XV. 8. Диаграмма Моллье для азота [XV. 7].

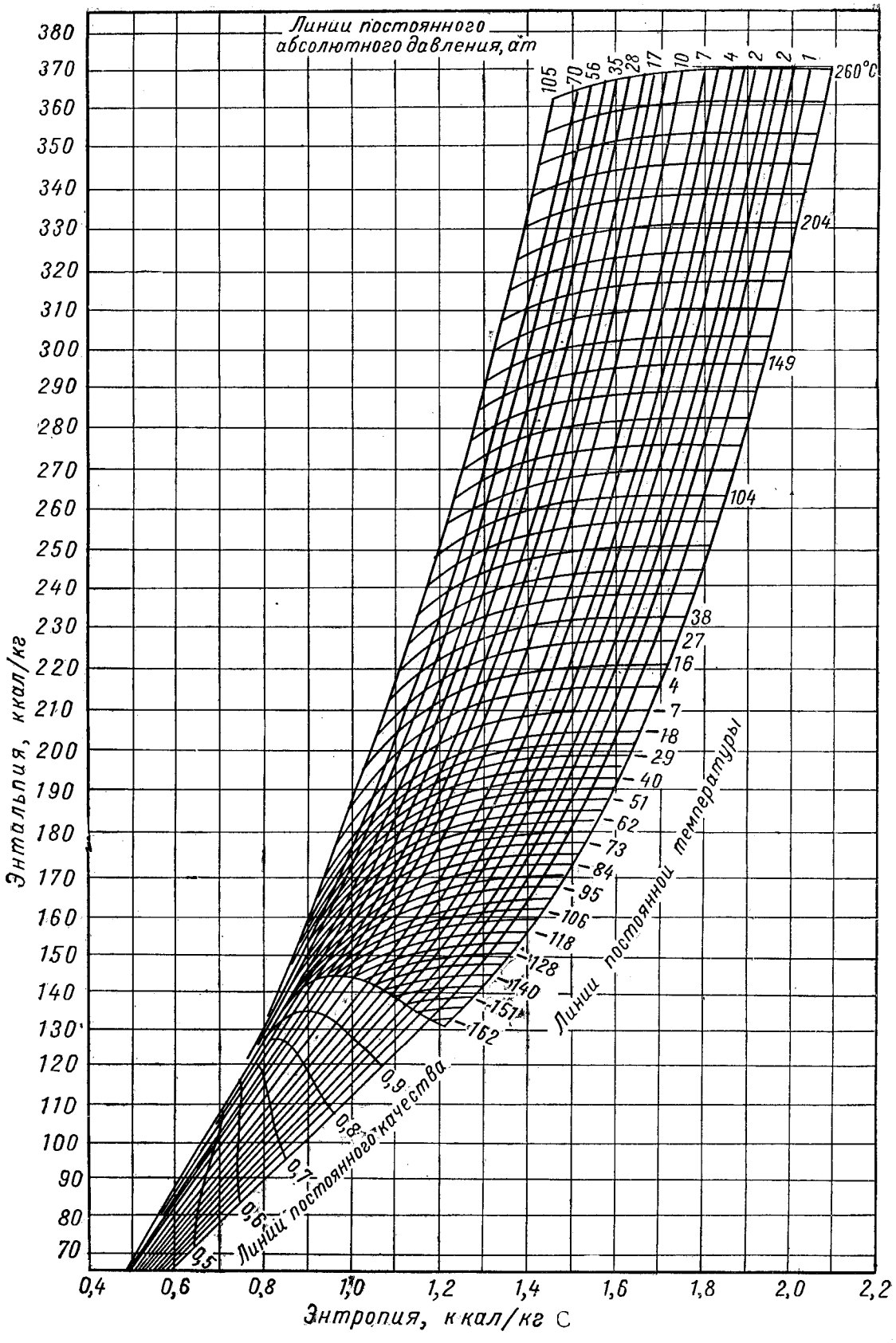


Рис. XV. 9. Диаграмма Молльe для метана [XV. 8].

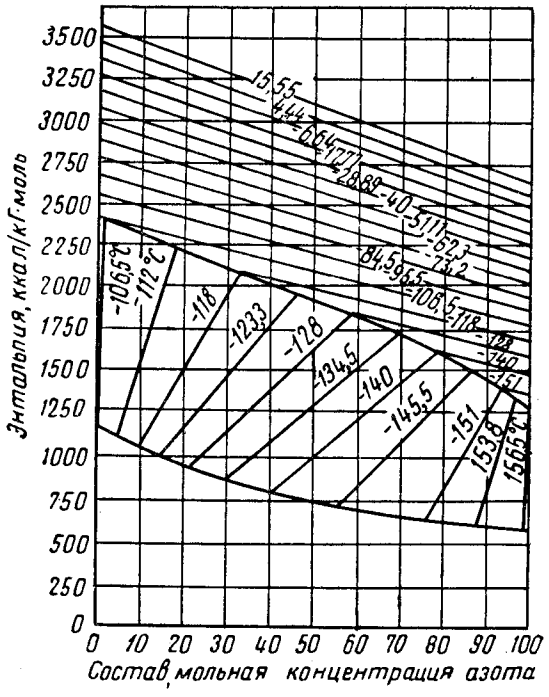


Рис. XV. 10. Диаграмма зависимости энтальпии от состава для смесей метан — азот при абсолютном давлении 21 *ат* [XV. 8].

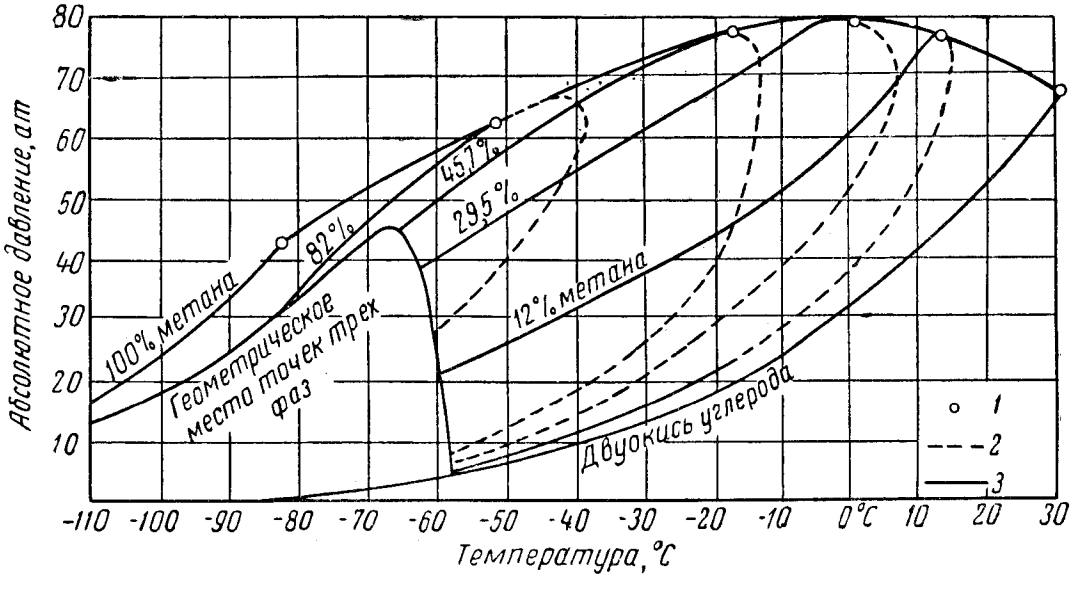


Рис. XV. 11. Диаграмма зависимости давления от температуры для системы двуокись углерода — метан [XV. 15].

1 — критические точки; *2* — точки росы; *3* — точки начала кипения.

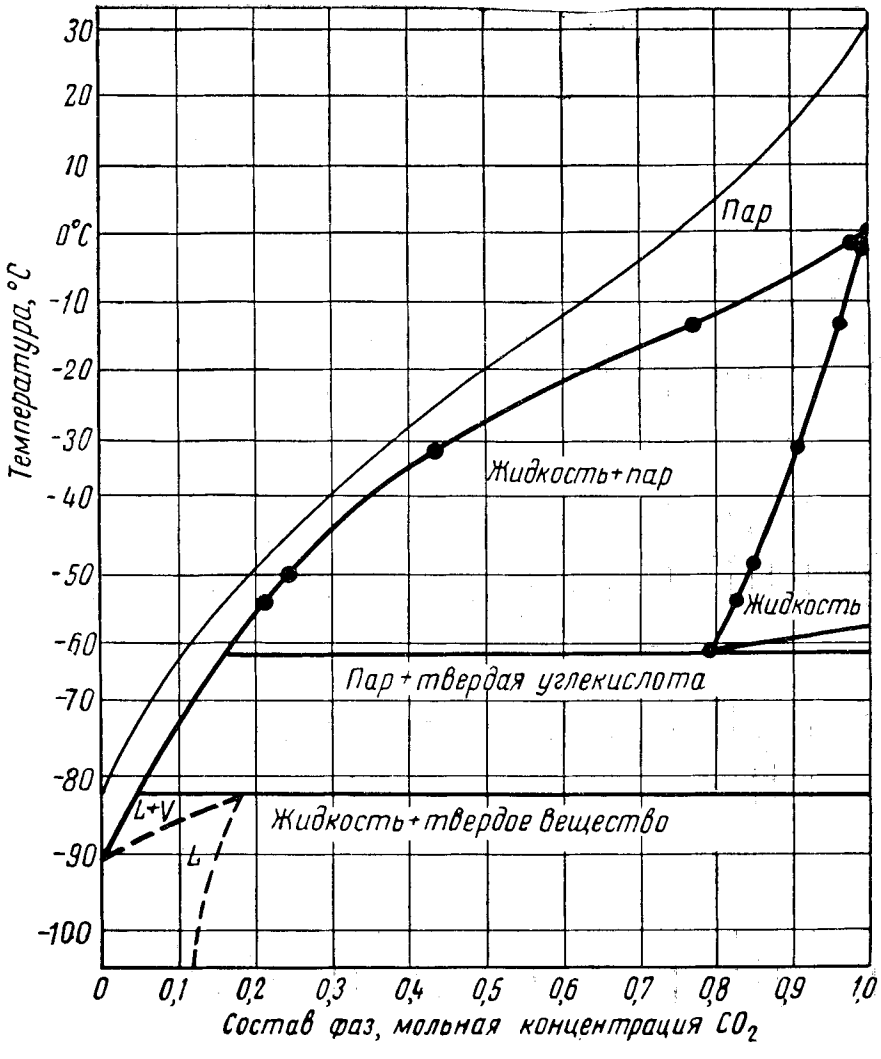


Рис. XV. 12. Диаграмма зависимости состава системы двуокись углерода — метан от температуры при абсолютном давлении 35 *ат* [XV. 15].

Фазовое поведение системы метан — этан — пропан и связанных с нею двойных смесей при низких температурах и различных давлениях, вплоть до критических для данных смесей, было изучено Прайсом (Prise) [XV. 26а]. Этими данными можно воспользоваться при расчетах, связанных с извлечением этана и пропана при низких температурах. Параметрами графиков, составленных Прайсом, являются давление, температура и фазовые средние мольные точки кипения [XV. 26б]. Некоторые экспериментально полученные данные для системы метан — этан — пропан приведены в табл. XV. 2, а константы равновесия для системы метан — пропан даны на рис. XV. 13.

Курата и его сотрудники, изучая фазовое поведение природных газов, составили фазовые диаграммы и определили критические точки при низких температурах [XV. 14, XV. 18]. Составы газов и их характеристика при критических условиях даны в табл. XV. 2. Фазовое поведение смеси А-4, состав которой приведен в табл. XV. 3, представлено на рис. XV. 14 и XV. 15. Кривая коэффициента сжимаемости была построена на основании имеющихся экспериментальных данных о давлении, объеме и температуре газов вплоть до интервала низких температур (рис. XV. 16). В некоторых случаях в смеси находились две фазы.

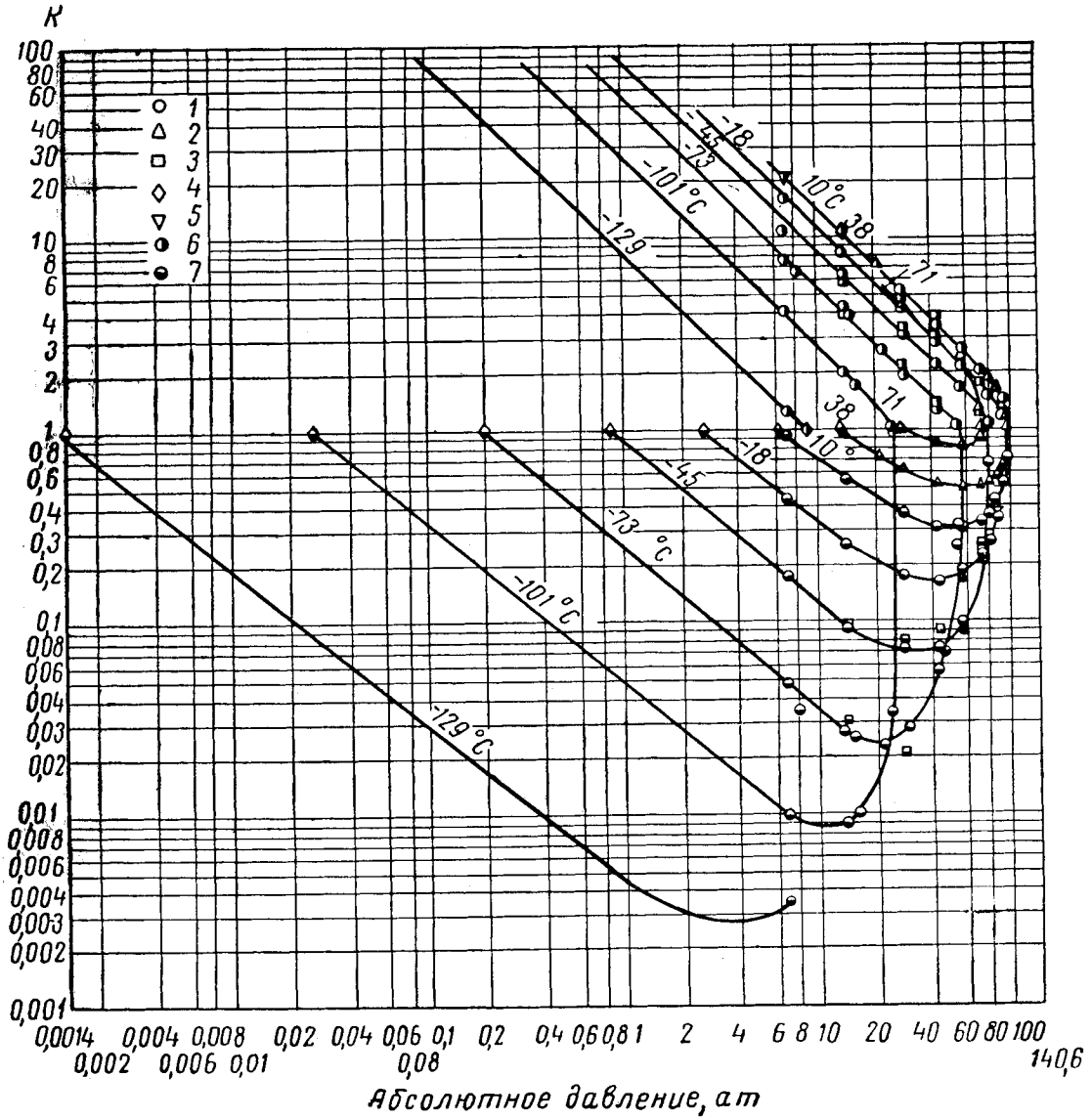


Рис. XV. 13. Константы равновесия для системы метан — пропан [XV. 26а].

1 — по Прайсу; *2* — по Сейджу и Лейси; *3* — по Акерсу, Бернсу и Фейрчайлду; *4* — упругость паров; *5* — закон Генри; *6* — метан; *7* — пропан.

Таблица XV. 2

Экспериментальные данные для смеси метан — этан — пропан [XV. 26а]

№ по коду	Температура, °С	Абсолютное давление, *ат*	Состав жидкой фазы			Состав газообразной фазы			Константы равновесия *K*		
			CH_4	C_2H_6	C_3H_8	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	CH_4	C_2H_6	C_3H_8
1	10,0	7	0,0028*	—	0,998	0,057	—	0,943	20,5*	—	0,945
2	10,0	7	0,0022*	0,0080	0,9897	0,0452	0,0280	0,9268	20,4*	3,50	0,936
3	10,0	7	—	0,0236	0,9764	—	0,0720	0,9280	—	3,05	0,951
5	10,0	14	0,044*	—	0,960	0,471	—	0,529	10,7*	—	0,551
6	10,0	14	0,044*	—	0,962	0,471	—	0,529	10,7*	—	0,550
7	10,0	14	0,0396*	0,0655	0,8966	0,412	0,112	0,476	10,4*	1,86	0,531
8	10,0	14	0,0270*	0,160	0,811	0,275	0,284	0,441	10,1*	1,78	0,545
9	10,0	14	0,0128*	0,264	0,7193	0,127	0,476	0,397	9,95	1,80	0,552
10	10,0	14	—	0,357	0,643	—	0,612	0,388	—	1,72	0,603
11	10,0	28	0,128	—	0,872	0,685	—	0,315	5,35	—	0,361
12	10,0	28	0,110	0,175	0,715	0,557	0,193	0,250	5,06	1,10	0,350
13	10,0	28	0,0697	0,500	0,4303	0,306	0,535	0,159	4,39	1,07	0,369
14	10,0	28	0,0620	0,553	0,385	0,282	0,570	0,148	4,54	1,03	0,348
15	10,0	28	0,0302	0,7578	0,212	0,115	0,7989	0,0861	3,81	1,05	0,406
16	10,0	28	—	0,9066	0,0934	—	0,9616	0,0384	1,06	1,06	0,411
17	10,0	28	—	0,9108	0,0892	—	0,9606	0,0394	—	1,05	0,442
18	10,0	42	0,216	—	0,784	0,762	—	0,238	3,53	—	0,304
19	10,0	42	0,214	0,151	0,635	0,663	0,133	0,204	3,10	0,880	0,321
20	10,0	42	0,204	0,178	0,618	0,654	0,150	0,196	3,20	0,843	0,317
21	10,0	42	0,178	0,376	0,446	0,521	0,332	0,147	2,93	0,883	0,330
22	10,0	42	0,174	0,457	0,369	0,487	0,382	0,131	2,80	0,836	0,355
23	10,0	42	0,137	0,647	0 216	0,371	0,5501	0,0789	2,71	0,849	0,365
24	10,0	42	0,113	0,768	0,119	0,286	0,6668	0,0472	2,53	0,868	0,397
25	10,0	42**	0,083	0,917	—	0,210	0,790	—	2,53	0,861	
26	10,0	56	0,300	—	0,700	0,788	—	0,212	2,63	—	0,303
27	10,0	56	0,286	0,121	0,593	0,7224	0,9606	0,187	2,53	0,749	0,315
28	10,0	56	0,268	0,359	0,373	0,588	0,282	0,130	2,19	0,786	0,348
29	10,0	56	0,255	0,454	0,291	0,534	0,357	0,109	2,10	0,787	0,374
30	10,0	56	0,237	0,566	0,197	0,4632	0,455	0,0818	1,95	0,803	0,415
31	10,0	56**	0,207	0,793	—	0,325	0,675	—	1,58	0,852	
32	10,0	70	0,413	—	0,587	0,805	—	0,195	1,95	—	0,332
33	10,0	70	0,389	0,169	0,442	0,707	0,126	0,167	1,82	0,745	0,378
34	10,0	70	0,385	0,225	0,390	0,680	0,164	0,156	1,76	0,729	0,400
35	10,0	70	0,373	0,357	0,270	0,600	0,268	0,132	1,61	0,751	0,442
36	10,0	70	0,349	0,505	0,146	0,4826	0,431	0,0864	1,38	0,853	0,591
37	10,0	70	0,3755	0,5241	0,1004	0,4345	0,490	0,0755	1,16	0,933	0,751
38	10,0	77	0,451	—	0,549	0,803	—	0,197	1,78	—	0,359
39	10,0	77	0,4365	0,0409	0,5226	0,7746	0,0306	0,1948	1,77	0,748	0,373
40	10,0	77	0,430	0,110	0,460	0,7341	0,0849	0,181	1,71	0,771	0,394
41	10,0	77	0,438	0,192	0,370	0,692	0,143	0,165	1,58	0,744	0,446
42	10,0	77	0,438	0,223	0,339	0,665	0,173	0,162	1,52	0,776	0,478
43	10,0	77	0,435	0,259	0,306	0,630	0,209	0,161	1,45	0,807	0,526
44	10,0	77	0,440	0,376	0,184	0,504	0,351	0,145	1,15	0,394	0,778
45	10,0	84	0,498	—	0,502	0,784	—	0,216	1,57	—	0,430
46	10,0	84	0,4997	0,0375	0,4628	0,7558	0,0302	0,214	1,51	0,806	0,462
47	10,0	84	0,504	0,176	0,320	0,673	0,143	0,184	1,34	0,813	0,575
48	10,0	84	0,508	0,243	0,249	0,584	0,219	0,197	1,15	0,901	0,791

№ по коду	Температура, °С	Абсолютное давление, *ат*	Состав жидкой фазы			Состав газообразной фазы			Константы равновесия *K*		
			CH_4	C_2H_6	C_3H_8	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	CH_4	C_2H_6	C_3H_8
49	—17,8	7	0,3538	—	0,9642	0,573	—	0,427	15,9	—	0,445
50	—17,8	7	0,3335	0,0174	0,9491	0,5589	0,0336	0,4075	16,7	1,93	0,430
51	—17,8	7	0,0279	0,1284	0,8437	0,400	0,246	0,354	14,3	1,92	0,420
52	—17,8	7	0,0210	0,166	0,813	0,325	0,349	0,326	15,5	2,10	0,401
53	—17,8	7	0,0107	0,272	0,7173	0,159	0,534	0,307	14,9	1,96	0,428
54	—17,8	7	—	0,373	0,627	—	0,692	0,308	—	1,85	0,491
55	—17,8	14	0,0904	—	0,9096	0,768	—	0,232***	8,47	—	0,256
56	—17,8	14	0,0917	0,0127	0,8596	0,7717	0,0133	0,215	8,43	1,05	0,240
57	—17,8	14	0,0702	0,250	0,6798	0,560	0,270	0,170	7,98	1,08	0,250
58	—17,8	14	0,0457	0,4843	0,470	0,359	0,519	0,122	7,85	1,07	0,260
59	—17,8	14	0,0127	0,8133	0,174	0,0778	0,8746	0,0476	6,12	1,08	0,274
60	—17,8	14	—	0,9013	0,0987	—	0,9717	0,0283	—	1,08	0,287
61	—17,8	28	0,199	—	0,801	0,862	—	0,138	4,33	—	0,172
62	—17,8	28	0,159	0,347	0,494	0,6985	0,127	0,0845	4,39	0,626	0,171
63	—17,8	28	0,1557	0,5293	0,315	0,6003	0,343	0,0567	3,86	0,648	0,180
64	—17,8	28	0,1364	0,7243	0,1393	0,4869	0,4852	0,0279	3,57	0,670	0,200
65	—17,8	28**	0,123	0,877	—	0,410	0,590	—	3,33	0,673	
66	—17,8	42	0,311	—	0,689	0,891	—	0,109	2,86	—	0,158
67	—17,8	42	0,293	0,266	0,441	0,781	0,1377	0,0813	2,67	0,518	0,185
68	—17,8	42	0,288	0,343	0,369	0,7514	0,184	0,0646	2,61	0,537	0,175
69	—17,8	42	0,272	0,481	0,247	0,6896	0,260	0,0504	2,54	0,540	0,204
70	—17,8	42	0,271	0,6204	0,1086	0,6138	0,361	0,0252	2,28	0,582	0,232
71	—17,8	42**	0,256	0,744	—	0,561	0,439	—	2,18	0,591	
72	—17,8	56	0,415	—	0,585	0,899	—	0,101	2,16	—	0,173
73	—17,8	56	0,391	0,188	0,421	0,8239	0,0339	0,0822	2,11	0,499	0,196
74	—17,8	56	0,378	0,354	0,268	0,7727	0,1702	0,0517	2,05	0,481	0,213
75	—17,8	56	0,380	0,418	0,202	0,7318	0,224	0,0442	1,93	0,536	0,219
76	—17,8	56	0 380	0,5142	0,1058	0,6795	0,296	0,0245	1,80	0,576	0,232
77	—17,8	56**	0,390	0,610	—	0,619	0,381	—	1,59	0,621	
78	—17,8	70	0,522	—	0,278	0,895	—	0,105	1,71	—	0,220
79	—17,8	70	0,515	0,0780	0,407	0,8623	0,0443	0,0934	1,63	0,568	0,230
80	—17,8	70	0,512	0,187	0,301	0,8174	0,1027	0,0799	1,60	0,549	0,266
81	—17,8	70	0,514	0,239	0,247	0,791	0,140	0,0690	1,54	0,586	0,280
82	—17,8	70	0,5161	0,3378	0,1461	0,7234	0,226	0,0506	1,40	0,669	0,346
83	—17,8	70	0,5258	0,4467	0,0275	0,6357	0,349	0,0153	1,21	0,781	0,554
84	—17,8	70**	0,522	0,478	—	0,569	0,431	—	1,09	0,901	
85	—17,8	77	0,582	—	0,418	0,888	—	0,112	1,53	—	0,268
86	—17,8	77	0,5759	0,0581	0,366	0,8619	0,0341	0,104	1,50	0,587	0,284
87	—17,8	77	0,585	0,107	0,308	0,8377	0,0635	0,0988	1,43	0,593	0,321
88	—17,8	77	0,584	0,157	0,259	0,8237	0,0928	0,0835	1,41	0,591	0,322
89	—17,8	77	0,578	0,192	0,221	0,7947	0,1231	0,0822	1,35	0,641	0,372
90	—17,8	77	0,582	0,228	0,190	0,7707	0,154	0,0753	1,32	0,675	0,396
91	—17,8	77	0,5917	0,2483	0,1600	0,7945	0,1758	0,0697	1,275	0,708	0,436
92	—17,8	77	0,6043	0,259	0,1367	0,7484	0,1855	0,0661	1,24	0,716	0,484
93	—17,8	77	0,604	0,273	0,123	0,7142	0,2177	0,0681	1,18	0,797	0,554
94	—17,8	84	0,637	—	0,363	0,873	—	0,127	1,37	—	0,350
95	—17,8	84	0,6456	0,0874	0,267	0,8218	0,0625	0,1157	1,27	0,716	0,433
96	—17,8	84	0,653	0,106	0,241	0,8158	0,0751	0,1091	1,25	0,708	0,453
97	—17,8	84	0,650	0,118	0,232	0,795	0,089	0,116	1,22	0,754	0,500
98	—17,8	84	0,693	0,161	0,146	0,721	0,144	0,135	1,04	0,894	0,925

№ по ходу	Температура, °С	Абсолютное давление, *ат*	Состав жидкой фазы			Состав газообразной фазы			Константы равновесия K		
			CH_4	C_2H_6	C_3H_8	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	CH	C_2H_6	C_3H_8
99	—17,8	91	0,708	—	0,292	0,845	—	0,155	1,19	—	0,531
100	—17,8	91	0,7103	0,0297	0,260	0,8294	0,0246	0,146	1,17	0,828	0,561
101	—17,8	91	0,7315	0,0345	0,234	0,8086	0,0322	0,1592	1,11	0,933	0,681
102	—17,8	91	0,7364	0,0396	0,224	0,7978	0,0384	0,1638	1,08	0,970	0,731
103	—45,6	7	0,0769	—	0,9231	0,840	—	0,160	10,9	—	0,173
104	—45,6	7	0,0614	0,1718	0,7668	0,7195	0,1628	0,1177	11,7	0,947	0,153
105	—45,6	7	0,0486	0,302	0,6494	0,605	0,292	0,103	12,4	0,967	0,159
106	—45,6	7	0,0479	0,399	0,5531	0,5287	0,380	0,0913	11,00	0,952	0,165
107	—45,6	7	0,0467	0,448	0,5053	0,4952	0,425	0,0798	10,6	0,949	0,158
108	—45,6	7	0,0261	0,7259	0,248	0,280	0,682	0,0380	10,7	0,938	0,153
109	—45,6	7**	0,006	0,994	—	0,066	0,934	—	11,0	0,940	
110	—45,6	14	0,146	—	0,854	0,9216	—	0,0784	6,31	—	0,0918
111	—45,6	14	0,125	0,268	0,607	0,804	0,140	0,0560	6,43	0,522	0,0922
112	—45,6	14	0,125	0,368	0,507	0,7478	0,206	0,0462	5,98	0,560	0,0911
113	—45,6	14	0,119	0,627	0,254	0,6383	0,333	0,0287	5,35	0,531	0,115
114	—45,6	14	0,9032	—	0,505	0,505	0,495	—	5,22	0,548	
115	—45,6	28	0,296	—	0,704	0,9493	—	0,0507	3,20	—	0,0735
116	—45,6	28	0,292	0,126	0,582	0,920	0,0383	0,0417	3,15	0,304	0,0717
117	—45,6	28	0,271	0,289	0,440	0,8791	0,0907	0,0302	3,24	0,314	0,0687
118	—45,6	28	0,274	0,448	0,278	0,8245	0,154	0,0215	3,02	0,344	0 0773
119	—45,6	28	0,270	0,512	0,218	0,8084	0,1742	0,0171	2,99	0,340	0,0798
120	—45,6	28	0,277	0,523	0,200	0,7986	0,1880	0,0134	2,88	0,359	0,0805
121	—45,6	28	0,278	0,571	0,151	0,7901	0,194	0,0159	2,74	0,340	0,105
122	—45,6	28	0,282	0,718	—	0,724	0,276	—	2,57	0,384	
123	—45,6	42	0,438	—	0,562	0,9585	—	0,0415	2,19	—	0,0739
124	—45,6	42	0,440	0,145	0,415	0,9179	0,0485	0,0336	2,06	0,334	0,0809
125	—45,6	42	0,424	0,150	0,426	0,919	0,0446	0,0364	2,17	0,298	0,0855
126	—45,6	42	0,443	0,243	0,314	0,8952	0,0790	0,0258	2,02	0,325	0,0822
127	—45,6	42	0,441	0,366	0,193	0,8637	0,119	0,173	1,96	0,327	0,0896
128	—45,6	42	0,438	0,562	—	0,800	0,200	—	1,83	0,356	
129	—45,6	56	0,581	—	0,419	0,959	—	0,0410	1,65	—	0,0978
130	—45,6	56	0,598	0,109	0,293	0,9275	0,362	0,0363	1,55	0,332	0,124
131	—45,6	56	0,611	0,249	0,140	0,8901	0,0886	0,0213	1,46	0,356	0,152
132	—45,6	56	0,622	0,378	—	0,832	0,168	—	1,34	0,445	
133	—45,6	70	0,736	—	0,264	0,9458	—	0,0542	1,29	—	0,205
134	—45,6	70	0,7609	0,0651	0,174	0,9216	0,0331	0,0453	1,21	0,509	0,260
135	—45,6	70	0,7662	0,0892	0,1446	0,9026	0,0504	0,0470	1,18	0,565	0,325
136	—45,6	70	0,7749	0,1261	0,0990	0,8838	0,0758	0,0404	1,14	0,609	0,408
137	—45,6	70	0,7837	0,1491	0,0672	0,8631	0,1001	0,0368	1,10	0,671	0,547
138	—45,6	70	0,8332	0,1318	0,0350	0,8363	0,1288	0,0349	1,00	0,977	0,997
139	—73,3	7	0,125	—	0,875	0,9591	—	0,0409	7,67	—	0,0468
140	—73,3	7	0,118	0,144	0,738	0,9186	0,0472	0,0342	7,78	0,328	0,0463
141	—73,3	7	0,110	0,320	0,570	0,8651	0,110	0,0249	7,77	0,344	0,0437
142	—73,3	7	0,110	0,580	0,310	0,7916	0,194	0,0144	7,20	0,334	0,0464
143	—73,3	7	0,101	0,899	—	0,680	0,320	—	6,73	0,356	
144	—73,3	14	0,222	—	0,778	0,9792	—	0,0208	4,41	—	0,0268
145	—73,3	14	0,235	0,121	0,644	0,9615	0,228	0,0157	4,09	0,188	0,0254
146	—73,3	14	0,232	0,435	0,333	0,9070	0,0840	0,00897	3,91	0,193	0,0269
147	—73,3	14	0,236	0,483	0,281	0,8926	0,0983	0,00909	3,78	0,204	0,0324
148	—73,3	14	0,250	0,750	—	0,814	0,186	—	3,26	0,248	

Продолжение табл. XV.2

№ по коду	Температура, °С	Абсолютное давление, *ат*	Состав жидкой фазы			Состав газообразной фазы			Константы равновесия *K*		
			CH_4	C_2H_6	C_3H_8	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	CH_4	C_2H_6	C_3H_8
149	—73,3	28	0,477	—	0,523	0,9855	—	0,0145***	2,06	—	0,0277
150	—73,3	28	0,492	0,175	0,333	0,963	0,0266	0,0104	1,96	0,152	0,0312
151	—73,3	28	0,496	0,242	0,262	0,9562	0,0364	0,00741	1,93	0,150	0,0283
152	—73,3	28	0,504	0,308	0,188	0,9446	0,0486	0,00685	1,88	0,168	0,0364
153	—73,3	28	0,5191	0,386	0,0949	0,9321	0,0630	0,00486	1,80	0,163	0,0512
154	—73,3	28	0,528	0,472	—	0,9165	0,0835	—	1,72	0,177	
155	—73,3	42	0,744	—	0,256	0,9852	—	0,0148	1,32	—	0,0556
156	—73,3	42	0,745	0,0520	0,203	0,9775	0,0119	0,0106	1,31	0,229	0,0522
157	—73,3	42	0,7647	0,1612	0,0741	0,9583	0,0366	0,00512	1,25	0,227	0,0691
158	—73,3	42	0,784	0,216	—	0,9498	0,0502	—	1,21	0,232	
159	—101,1	7	0,238	—	0,762	0,9932	—	0,0068	4,17	—	0,0089
160	—101,1	7	0,242	0,258	0,500	0,9686	0,0282	0,0032	4,00	0,109	0,0064
161	—101,1	7	0,240	0,275	0,485	0,9653	0,0308	0,0039	4,02	0,112	0,9080
162	—101,1	7	0,249	0,446	0,305	0,9538	0,0433	0,0030	3,68	0,0970	0,0098
163	—101,1	7	0,252	0,6762	0,0718	0,9299	0,0682	0,0019	3,67	0,102	0,0265
164	—101,1	7	0,251	0,749	—	0,9312	0,0688	—	3,71	0,0918	
165	—101,1	14	0,502	—	0,498	0,9955	—	0,0045	1,98	—	0,0090
167	—101,1	14	0,514	0,208	0,278	0,9806	0,0167	0,0027	1,91	0,0805	0,0097
168	—101,1	14	0,528	0,319	0,153	0,9742	0,0234	0,0024	1,84	0,0734	0,0157
169	—101,1	14	0,5532	0,400	0,0468	0,969	0,0294	0,0016	1,75	0,0735	0,0342
170	—101,1	14	0,561	0,439	—	0,970	0,030	—	1,73	0,0683	
171	—128,8	7	0,802	—	0,198	0,9993	—	0,0007	1,24	—	0,0035
172	—128,8	7	0,8075	0,0735	0,119	0,9962	0,0021	0,0007****	1,23	0,0286	0,0059
173	—128,8	7	0,8187	0,124	0,0573	0,9961	0,0029	0,0007****	1,22	0,0234	0,012
175	—128,8	7	0,833	0,167	—	0,9965	0,0035	—	1,20	0,0210	

* Вычислено по закону Генри. ** Блумер. *** Интерполяция. **** Расчет.

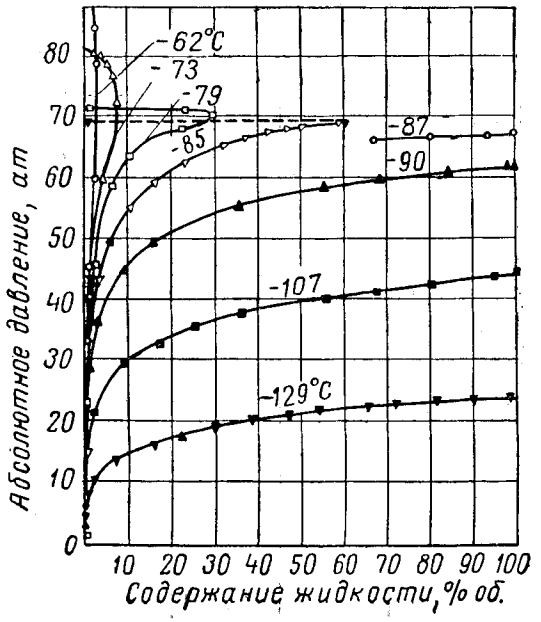


Рис. XV. 14. Изотермы смеси А—4 [XV. 14].

Таблица XV. 3

Свойства изученных газовых смесей [XV. 14]

Газовая смесь	A-1	A-2	A-3	A-4	AB-1	AB-2	AB-3	B	C	D
Молярная концентрация										
Двуокись углерода	1,20	1,09	1,00	0,91	0,44	0,30	0,20	0,13	0,20	0,25
Гелий	—	—	—	—	—	—	—	1,00	0,60	0,31
Азот	—	8,84	16,11	21,41	—	11,30	24,00	11,46	13,50	7,05
Метан	90,89	82,86	76,25	68,70	96,68	85,80	73,64	76,65	71,15	85,32
Этан	4,40	4,01	3,69	3,33	1,60	1,50	1,20	5,51	6,10	4,11
Пропан	1,91	1,74	1,60	1,44	0,70	0,60	0,53	3,35	3,27	1,98
Изобутан	0,33	0,30	0,28	0,30	0,14	0,12	0,10	0,35	0,38	0,37
н-Бутан	0,60	0,55	0,51	0,40	0,20	0,18	0,15	0,90	0,60	0,39
Изопентан	0,21	0,19	0,18	0,16	0,07	0,06	0,05	0,17		
н-Пентан	0,13	0,12	0,11	0,10	0,05	0,04	0,04	0,15	0,20	0,22
Гексаны	0,15	0,14	0,12	0,11	0,05	0,04	0,04			
Гептаны и более тяжелые углеводороды	0,18	0,16	0,15	0,14	0,07	0,06	0,05	0,33		
Критическое абсолютное давление, *ат*	64,75	66,85	67,76	68,11	53,55	55,30	57,05	80,01	77,49	64,26
Критическая температура, °К	211,5	204	197,6	189	199,5	190,5	182,5	209	205,5	202
Критическая плотность, *г/моль*	0,230	0,242	0,279	0,311	0,183	0,220	0,225	0,266	0,270	0,270
Молярное среднее критическое давление, *ат*	47,32	46,13	45,22	44,17	47,18		44,10	45,08	45,08	46,06
Мольная средняя критическая температура, °К	205	197,6	192	185,5	196	188,5	178,8	199	185,5	196,5
Весовая средняя критическая температура, °К	227,2	214,4	204	193,8	205,5	191	177,8	222	211	210,2
Молярный средний молекулярный вес	18,40	19,25	19,94	20,75	16,90	18,11	19,56	20,02	19,98	18,60
Весовой средний эквивалент молекулярного веса (W)	22,26	21,47	20,80	20,22	18,54	18,00	17,62	22,85	21,25	20,19
Молекулярная средняя температура кипения, °К	121,2	117,2	113,8	110,5	115	110,5	106	118,3	116,7	116

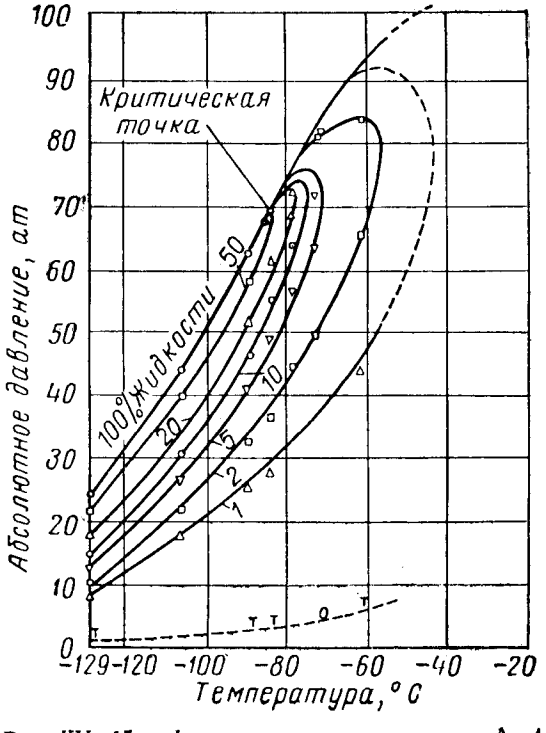


Рис. XV. 15. Фазовая диаграмма смеси А—4 [XV. 14].

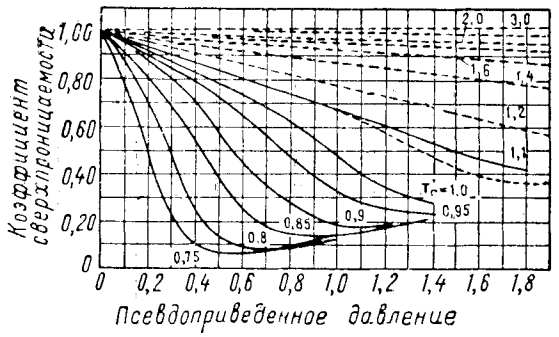


Рис. XV. 16. Коэффициенты сверхсжимаемости природных газов при низких температурах [XV. 14]:
Пунктирные кривые построены по Стендингу и Катцу.

Катц и его сотрудники изучали фазовое поведение систем, состоящих из водорода и легких углеводородов [XV. 3, XV. 5, XV. 6, XV. 36]. В этих системах при температурах до —185° С (точка замерзания углеводородов) водород обнаруживает обратную растворимость. Геометрическое место критических точек системы водород — метан показано на рис. XV. 17, а константы равновесия этой системы — на рис. XV. 18.

Этилен используется в качестве охлаждающего вещества, поэтому знание его свойств необходимо для расчетов низкотемпературных процессов. Кривая зависимости энтальпии от давления для этилена, составленная Йорком и Уайтом [XV. 37], приведена на рис. XV. 19.

Поскольку производственные процессы могут протекать при температуре или давлении, близких к критическим, представляют интерес критические свойства природных газов при низких температурах. Дэвис и другие [XV. 14] на основе произведенных измерений

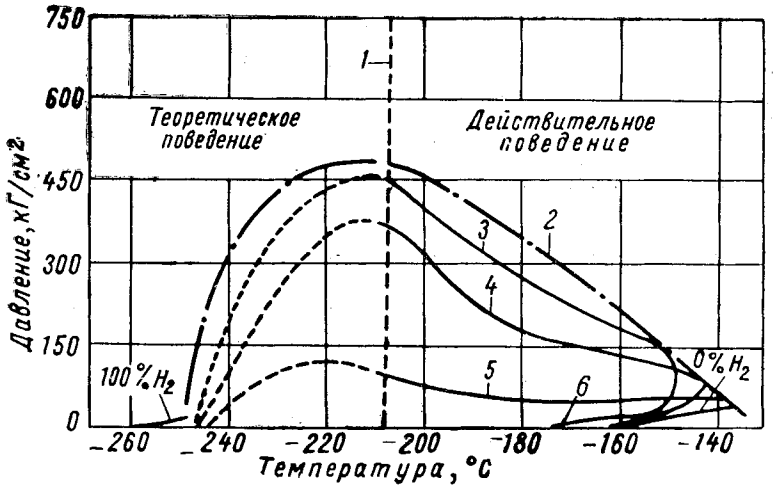


Рис. XV. 17. Диаграмма зависимости давления от температуры для системы водород — метан [XV. 5].
1 — метан: твердая фаза — жидкая фаза; *2* — геометрическое место критических точек; *3* — 40 % H_2 в жидкой фазе; *4* — 20 % H_2 в жидкой фазе; *5* — 5 % H_2 в жидкой фазе; *6* — пары.

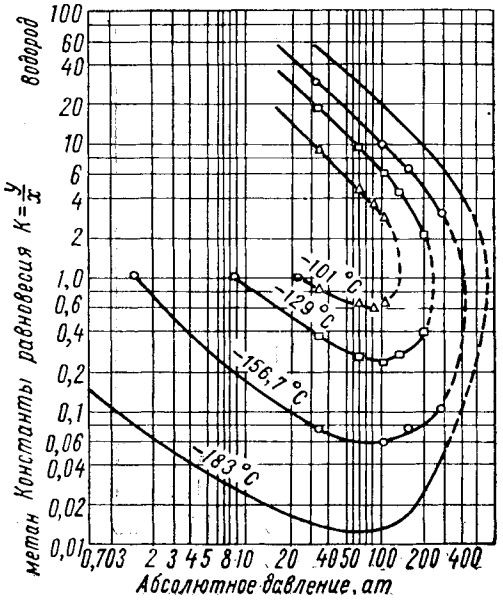


Рис. XV. 18. Константы равновесия для смеси водород — метан [XV. 6].

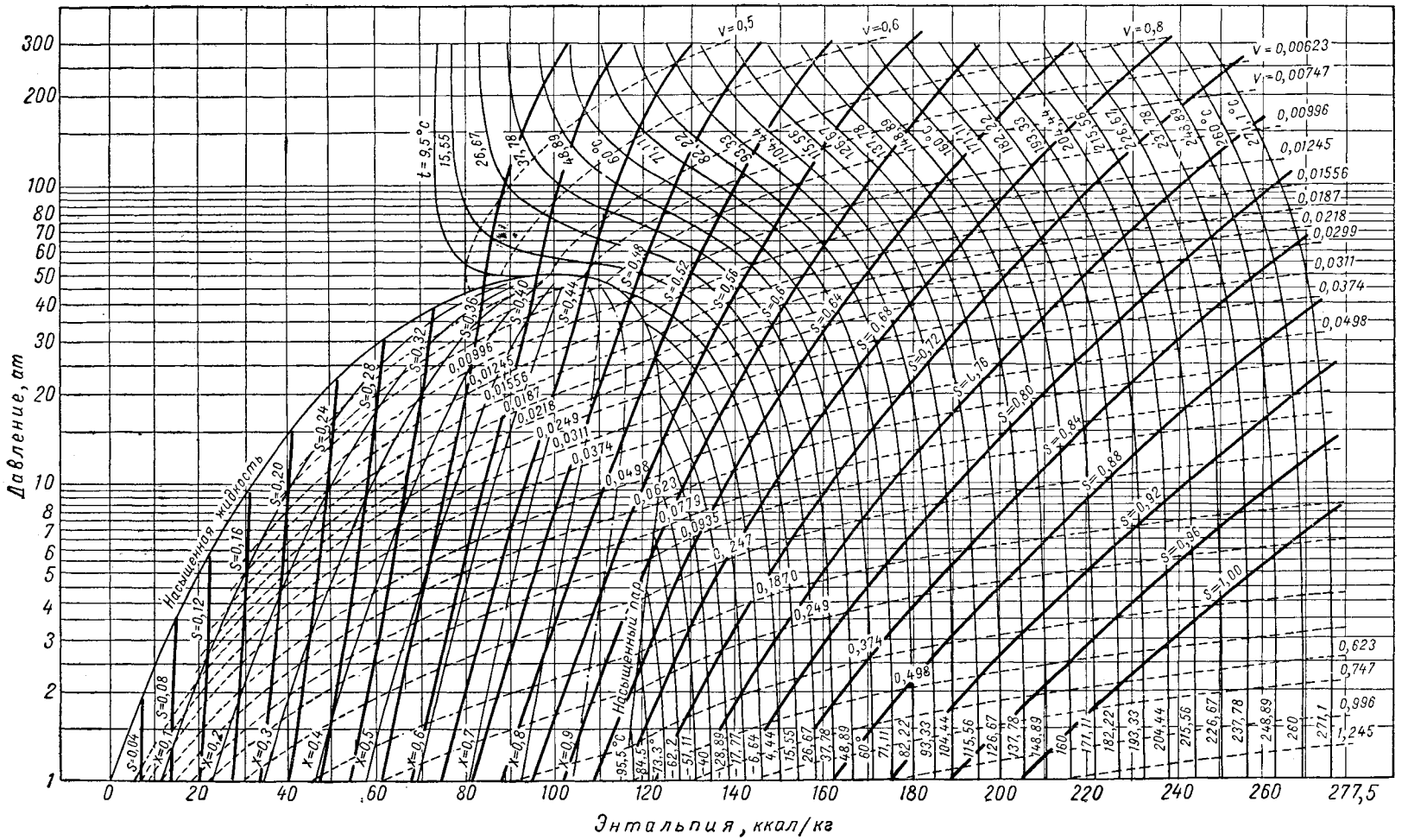
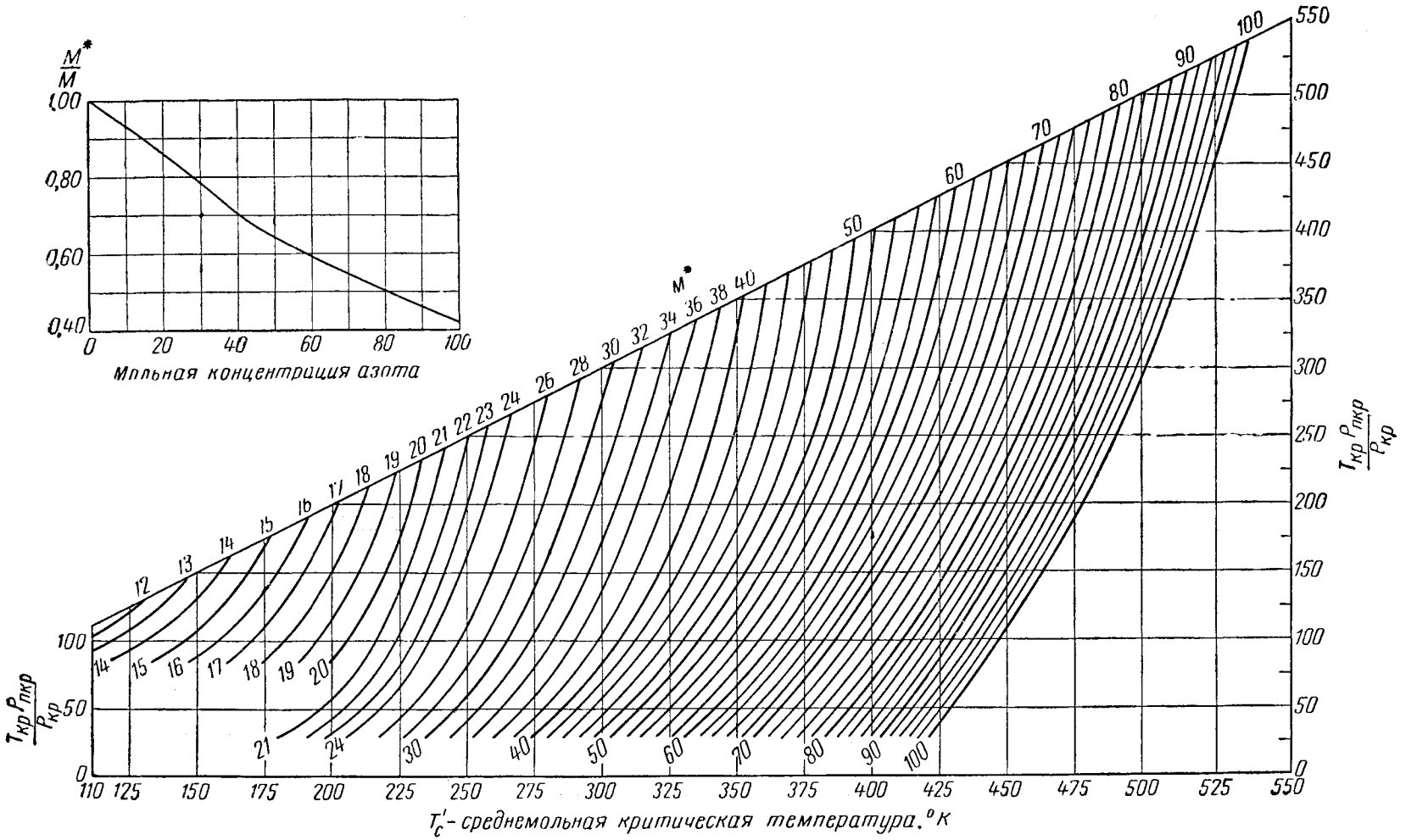


Рис. XV. 19. Диаграмма зависимости энтальпии от давления для этилена [XV. 37].

t — температура в °С; V — удельный объем в $м^3/кг$; S — удельная энтропия в $ккал/кг$ °К; x — качество. Данные $h_f = 0$ и $S_f = 0$ при — 104° С и 1 *ат*.

Рис. XV. 20. Уточненная диаграмма корреляции критического давления природных газов при низких температурах [XV. 14].



свойств природных газов при критических условиях пересмотрели график корреляции критических условий, составленный Курата и Катцем [IV.52а]. Уточненный график приведен на рис. XV.20. Критические температуры и давления определяют путем вычисления средневзвешенной критической температуры T'_c с последующей корректировкой этой величины при помощи уравнения

$$T_c = T'_c + A_{1,2}m_1m_2 + A_{1,3}m_1m_3 + A_{1,4}m_1m_4 + \ldots, \quad (XV.1)$$

где T_c — истинная критическая температура в °К; T'_c — средневзвешенная критическая температура в °К; $A_{1,2}$ — константа для системы 1,2 по табл. XV.4; m — весовая доля; индексы 1,2... обозначают соответствующий компонент.

В уравнение (XV.1) необходимо включить все возможные сочетания бинарных систем. Зная псевдокритические (средние мольные) величины давления $p_{пк}$ и температуры $T_{пк}$, истинную критическую температуру и средний молекулярный вес M, можно по рис. XV.20 определить истинное критическое давление для смеси $p_к$. Если в смеси содержится азот, то для определения $p_к$ по рис. XV.20 берут величину M^*. Гелий повышает критическое давление примерно на 7 *кГ/см²* на каждый 1% мол. содержания его в смеси.

Таблица XV.4

Величины константы A для уравнения (XV.1) [XV.14]

Наименование	N_2	C_1	C_2	C_3	C_4	C_5	C_6	C_7
N_2	0	0						
C_1	20—53(N_2)	0						
C_2		—83						
	—14	—222	0					
C_3	0	—17	0	0				
C_4	—55	—100	—15	—6				
C_5	—167	—83	—28	—17	0	0		
C_6	—278	—222	—28	—28	0	—14	0	
C_7	—334	—222	—55	—28	0	—55	0	0
C_8	—334	—222	—83	—28	—6	—55	0	0
					—6			

§ 2. НИЗКОТЕМПЕРАТУРНАЯ ПЕРЕРАБОТКА ПРИРОДНОГО ГАЗА

Общее описание низкотемпературной переработки природного газа содержится в монографии Пратта и Фоскетта (Pratt and Foskett) [XV.26]. Катц, Шатц и Уилльямс (Katz, Schatz and Williams) [XV.20] рассмотрели равновесные условия для деэтанизационной низкотемпературной установки фирмы «Теннесси гэз трансмишн компани» близ г. Гринсберг (штат Кентукки) [XV.21]. Они показали, что интервал давления, при котором удаляются этан и более тяжелые углеводороды в установках однократного охлаждения, приближается к давлению схождения для системы на рис. XV.21. Экспериментальные данные о сжижении природных газов, содержащих небольшое количество этана и более тяжелых углеводородов, представлены на рис. XV.14. Для полного сжижения газа необходимо давление не более 10,5 *ат* при температуре —37,7° С.

Упомянутая установка фирмы «Теннесси гэз трансмишн компани», построенная для извлечения этана и более тяжелых углеводородов, описана Кингом и Мертцем (King and Mertz) [XV.17, XV.21, XV.23]. Пропускная способность установки по газу составляла первоначально 21,2 млн. *м³/сутки*, впоследствии она была повышена до 26,9 млн. *м³/сутки*, в результате чего выработка жидких углеводородов возросла до 1665 *м³/сутки*.

Принципиальная схема этой установки показана на рис. XV.22.

Газ осушают до температуры точки росы —75,5° С при помощи активированной окиси алюминия. Для предотвращения образования гидратных пробок вводят метанол. Осушенный газ вступает в теплообмен сначала с остаточным газом, а затем с охладителем этана (при —71° С), где он отдает свою скрытую теплоту, и, наконец, с жидкостью, выходящей из испарителя. Первичную сепарацию производят при температуре —75,5° С и давлении 37,5 *кГ/см²*. Выход жидкости при этом составляет 5,5% мол. от потока. Остаточный газ после теплообмена компримируют и возвращают в газопровод. Смесь, используемую для охлаждения этана, конденсируют при температуре —20° С; конденсирующим агентом при этом служит пропан. Состав перерабатываемого и остаточного газа приведен в табл. XV.5. Жидкие продукты подают на расположенный поблизости нефтехимический завод. Все конструктивные элементы, работающие в интервале температур ниже —29°С, изготовляются из никелевой стали.

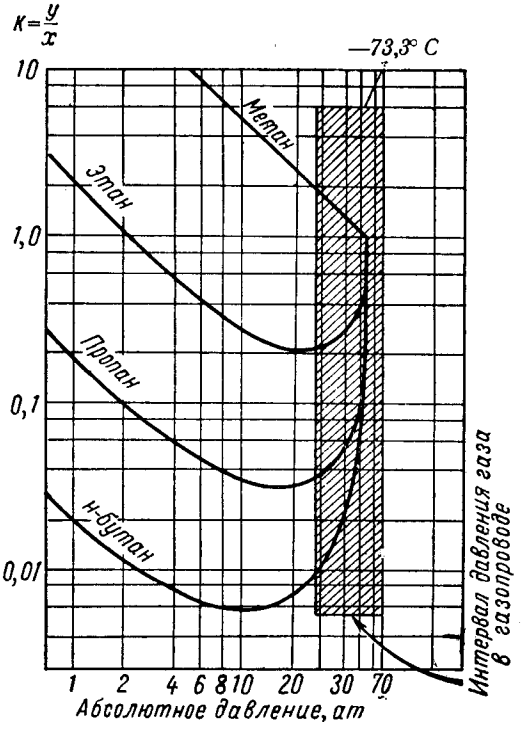


Рис. XV.21. Константы равновесия для природных газов при температуре —73° С.

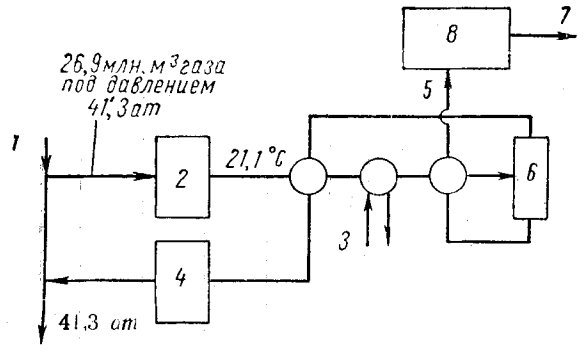


Рис. XV. 22. Принципиальная технологическая схема установки в г. Гринсберге, Кентукки [XV. 23; XV. 21].
1 — газопровод; *2* — осушка; *3* — охлаждение этана (—71° С); *4* — компрессоры; *5* — жидкость + пары (—73° С, 10 *ат*); *6* — сепаратор (—75,5° С, 37,5 *ат*); *7* — 1665 *м*³ в сутки этана, пропана, бутанов и более тяжелых углеводородов; *8* — сепарационная установка.

Установка фирмы «Нейшнл петро-кемикалс корпорейшн» в Тусколе (штат Иллинойс) описана Старком [XV. 30]. Установка работает на газе, поступающем по трубопроводу фирмы «Панхендл истерн пайплайн компани». В установке применяются два сорбента: гексан с температурой —23° С и минеральное масло с молекулярным весом 180.

Таблица XV. 5

Состав перерабатываемого и остаточного газа на деэтанизационной установке в Гринсберге [XV.21, XV.23]

Компонент	Мольная фракция	
	сырье	остаточный газ
Двуокись углерода	0,0035	0,0032
Азот	0,0042	0,0044
Метан	0,9392	0,9577
Этан	0,0364	0,0292
Пропан	0,0101	0,0046
Изобутан	0,0018	0,0005
n-Бутан	0,0024	0,0004
Пентаны	0,0011	0,0000
Гексаны	0,0009	0,0000
Гептаны и более тяжелые фракции	0,004	0,0000
Всего	1,0000	1,0000

§ 3. СЖИЖЕНИЕ ПРИРОДНОГО ГАЗА

В г. Кливленд (штат Огайо) построена установка для сжижения природного газа, используемого для покрытия потребностей в газе в периоды «пик» [XV. 9, XV. 10, XV. 12]. Общие проблемы сжижения и обратной газификации рассмотрены в статье Лаверти и Эдмистера (Laverty and Edmister) [XV. 21б]. Кливлендская установка работала вполне удовлетворительно, но в результате разрыва резервуара во время сильного пожара была уничтожена [XV. 16]. Жидкий метан, несмотря на летучесть, обладает значительной скрытой теплотой. Будучи пролит на землю, он ведет себя, как и любая другая жидкость, хотя и сильно испаряется. Отсутствие стоков вокруг резервуара в Кливленде и послужило причиной больших разрушений во время пожара.

На установке применяли так называемый «каскадный процесс» сжижения газа с использованием в качестве охладителей этилена и аммиака (рис. XV. 23). При избыточном давлении 42 *ат* газ охлаждали до —95° С, затем в одной ступени снижали избыточное давление до 3,8 *ат*, а температуру до —139° С. После этого вновь в одной ступени снижали избыточное давление образовавшейся жидкости до 0,7 *ат*, а ее температуру до —161° С (т. е. до условий хранения). Для хранения сжиженного газа использовали стальные сферические резервуары с двумя концентрическими обечайками, пространство между которыми (0,9 *м*) было заполнено пробкой. Внутренний резервуар имел диаметр 17,1 *м*, он был изготовлен из стали с 3,5% Ni и 0,09% С (рис. XV. 23а). Один из таких двойных сферических резервуаров, заполненный сжиженным газом, уцелел и во время пожара.

Распространение более дешевого подземного хранения снизило интерес к сжижению как методу создания запасов газа на периоды «пик». Этому способствовало также и впечатление, произведенное пожаром, вызвавшим большие жертвы и разрушения.

Было предложено перевозить сжиженный газ из мест добычи в пункты потребления [XV. 13, XV. 2, XV. 8а]. Например, высказывалась мысль о целесообразности перевозки сжиженного газа в танкерах из Венесуэлы на Атлантическое побережье США [XV. 13]. Подсчеты показывают, что стоимость перевозок в танкерах (включая и расходы на сжижение газа) при больших расстояниях может быть меньшей по сравнению с транспортировкой по трубопроводу, при этом имеется возможность выбора любого маршрута.

Предложенные процессы сжижения природного газа показаны на рис. XV. 24 — XV. 26. С термодинамической точки зрения экспандер, показанный на рис. XV. 24, весьма рационален, его использование зависит от наличия машины, способной эффективно работать со смесью, содержащей большой процент жидкости. При расчете установок сжижения главная задача состоит в том, чтобы найти условия, обеспечивающие минимальную первоначальную стоимость установки и минимальные эксплуатационные расходы. Наиболее важной статьей оборудования подобных установок являются компрессоры, предназначенные для нагнетания циркулирующего несжиженного газа и охлаждающих средств. Для различных установок требуется мощность в 140—250 *л. с.* на 10 000 *м*³/*сутки* сырья. Как правило, минимальные первоначальные и эксплуатационные затраты получают при осуществлении процесса с меньшей установленной мощностью компрессоров.

При выборе теплообменников необходимо учитывать, что в данном случае теплообмен необходимо осуществлять с малой разницей температур [XV. 11, XV. 22]. Отложение гидратов в теплообменниках предотвращается изменением направления потока и специальной продувкой (рис. XV. 27).

При выборе материалов и изготовлении теплообменников используют опыт, накопленный при производстве жидкого кислорода [XV. 21, XV. 22, XV. 11, XV. 4]. Материалами, обладающими необходимыми теплопроводностью и свойствами в условиях низких температур, яв-

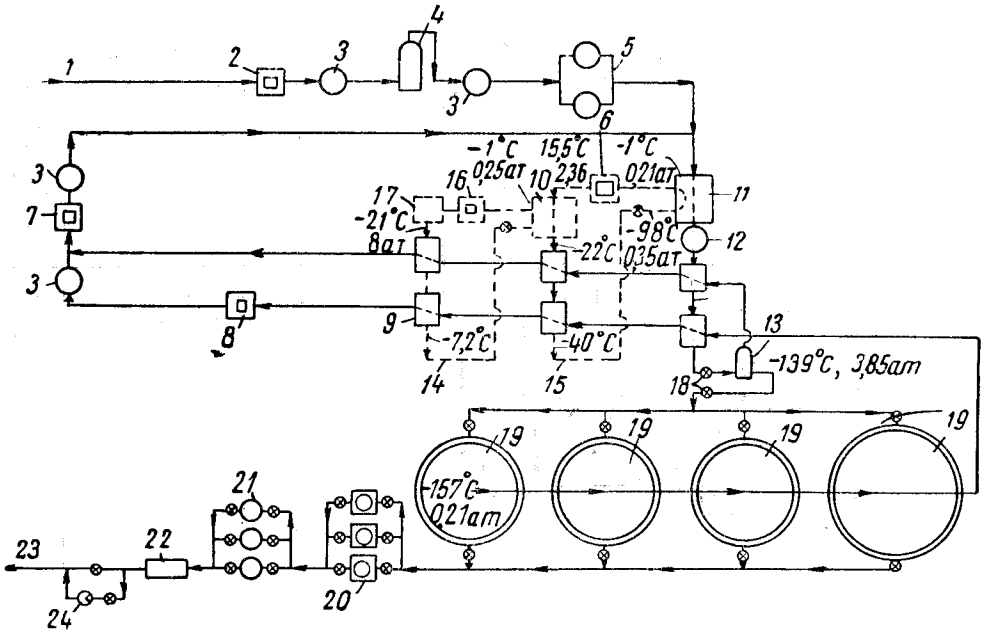


Рис. XV. 23. Схема установки сжижения природного газа в Кливленде [XV. 16].

1 — газ из газопровода (2,1 *ат*); *2* — компрессор 600 *л. с.* (42 *ат*); *3* — масляный сепаратор; *4* — удаление CO_2 моноэтаноламином и диэтиленгликолем; *5* — осушка активированной окисью алюминия; *6* — компрессор 1200 *л. с.*; *7* — рециркуляционный компрессор № 1 (800 *л. с.*, 42 *ат*); *8* — рециркуляционный компрессор № 2 (150 *л. с.*); *9* — одноступенчатый теплообменник для газа; *10* — конденсатор этилена; *11* — теплообменник (для метана и этилена); *12* — промежуточная емкость (—91° С, 42 *ат*); *13* — резервуар для первичной жидкости —139° С. 3,85 *ат*; *14* — система циркуляции аммиака; *15* — система циркуляции этилена; *16* — компрессор (500 *л. с.*); *17* — конденсатор аммиака с водным охлаждением; *18* — расширительные вентили; *19* — резервуары для хранения сжиженного природного газа (—157° С, 0,2 *ат*); *20* — насосы для жидкого газа; *21* — регазификация (острым газом); *22* — нагрев газа (мятым паром); *23* — газ потребителю; *24* — контрольный клапан.

ляются алюминий и медь; обычно предпочитают применять алюминий, так как стоимость его меньше.

При сжижении природного газа большое внимание уделяется его осушке и очистке. Применением обычных методов осушки с твердыми поглотителями можно снизить влагосодержание газа практически до любого уровня. Все же наличие следов влаги может обусловить применение реверсивных теплообменников. В соответствии с расчетами, основанными на экстраполировании данных [XV. 15], при содержании менее 1,5% углекислоты в газе можно не опасаться образования твердой субстанции при рабочих давлениях, применяемых для сжижения. При атмосферном давлении растворимость двуокиси углерода в жидком метане составляет по данным Кона и Курата [XV. 21а] 0,2% мол.

При низких температурах обычная малоуглеродистая сталь становится хрупкой. Наоборот, аустенитные стали, изготовленные с добавкой никеля и других легирующих элементов, вполне удовлетворительно выдерживают действие низких температур.

Как свидетельствуют результаты ударных испытаний по Шарпи (Charpy), при низких температурах малоуглеродистые стали часто применяют для данной цели. Медь, алюминий и другие металлы типа «твердых растворов» при низких температурах не только не становятся хрупкими, но их прочность, наоборот, по мере снижения температуры может возрасти. Жаннис (Janis) [XV. 19] подготовил обзор 468 опубликованных в печати работ о поведении стали в условиях низких температур.

При решении вопросов хранения жидкого метана и других жидкостей при низких температурах можно частично воспользоваться опытом хранения жидкого кислорода и азота. Особое значение приобретает, естественно, теплоизоляция. Здесь наряду со старыми материалами (пробковыми блоками или пробковой крошкой) успешно применяют пенопласт и стекловату. Для предотвращения попадания влаги из воздуха в поры изоляции следует принимать различные меры. При охлаждении

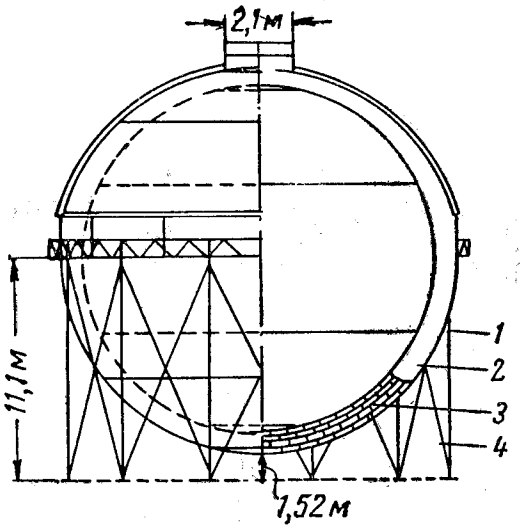


Рис. XV. 23а. Шарообразный резервуар для жидкого метана [XV. 16].

1 — вертикальные опоры (12); *2* — пробковая крошка; *3* — пробковые блоки; *4* — рейки.

Все швы внутри и снаружи резервуаров должны быть выполнены стыковой сваркой. Внутренний резервуар должен быть изготовлен из нормализованной стали с содержанием 3,5 % Ni, прочие элементы конструкции — из малоуглеродистой стали. Диаметр внутреннего шара равен 17,4 *м*, наружного 19,9 *м*. Максимальная упругость паров 0,7 *кГ/см²*; вес жидкого метана 418 *кг/м³*. Гидравлическое испытание при 125% рабочего напряжения в листах.

Максимальное рабочее напряжение в листах стенок резервуара 962 *кГ/см²*, емкость резервуара 2520 *м³* жидкости или 1580000 *м³* газа; паровое пространство — 8—58% объема чистой жидкости.

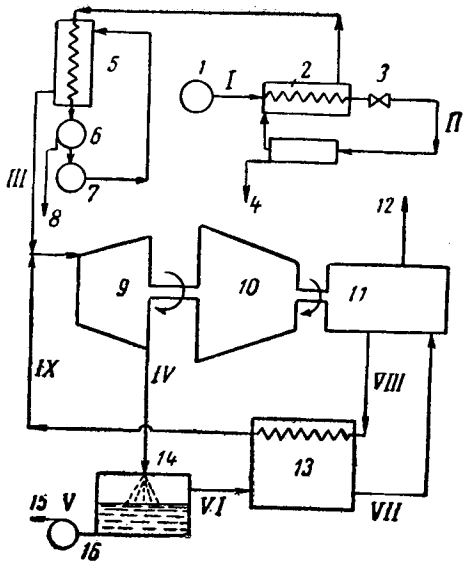


Рис. XV. 24. Процесс сжижения природного газа, предложенный Моррисоном [XV. 2].

1 — газовая скважина; *2* — сепаратор-классификатор; *3* — редукционный клапан; *4* — вода и конденсируемые компоненты; *5* — теплообменник; *6* — аминовый абсорбер; *7* — осушитель (удаление воды); *8* — удаление CO_2 и т. п.; *9* — турборасширительная машина (экспандер) для газа; *10* — паровая турбина; *11* — компрессоры, промежуточные и последующие холодильники; *12* — в паровой котел; *13* — предварительный холодильник; *14* — сепаратор; *15* — в резервуар для жидкого газа; *16* — насос.

Место замера по рисунку	I	II	III	IV	V
Рабс. кГ/см²	175	73,5	70	1,0	1,0
t, °C	26,7	−17,8	−13,2	−161,5	−161,5
h, *ккал/кг*	185	179,4	185	103,3	10,5

Продолжение

Место замера по рисунку	VI	VII	VIII	IX
Рабс. кГ/см²	1,0	1,0	70	70
t, °C	−161,5	22,8	29,4	−70,5
h, *ккал/кг*	131,7	226,1	213,9	117,7

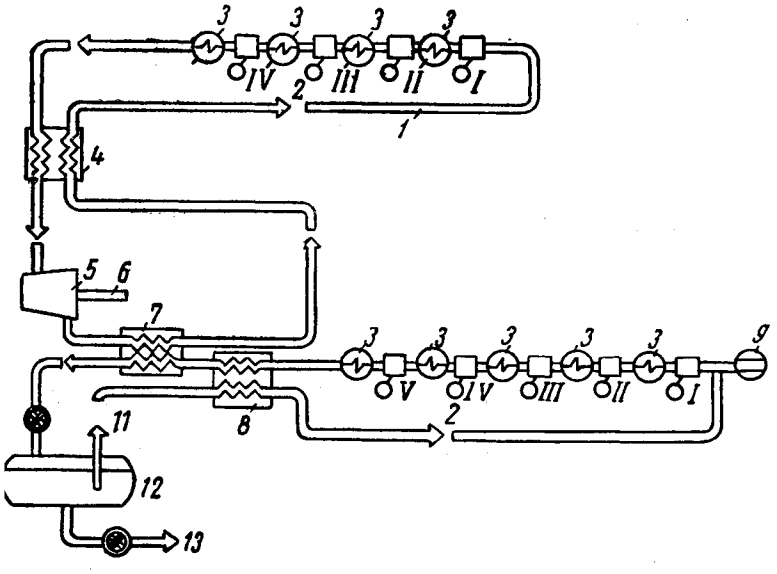


Рис. XV. 25. Цикл сжижения метана посредством жидкого азота, предложенный для танкера [XV. 13].

1 — азотный цикл; *2* — ступени; *3* — промежуточные холодильники; *4* — теплообменник *A*; *5* — расширительная машина; *6* — привод к компрессорам; *7* — теплообмениик *B*; *8* — теплообменник *C*; *9* — питание, *10* — цикл охлаждения метана; *11* — отсекающий клапан; *12* — емкость; *13* — жидкий метан в резервуары или в танкер.

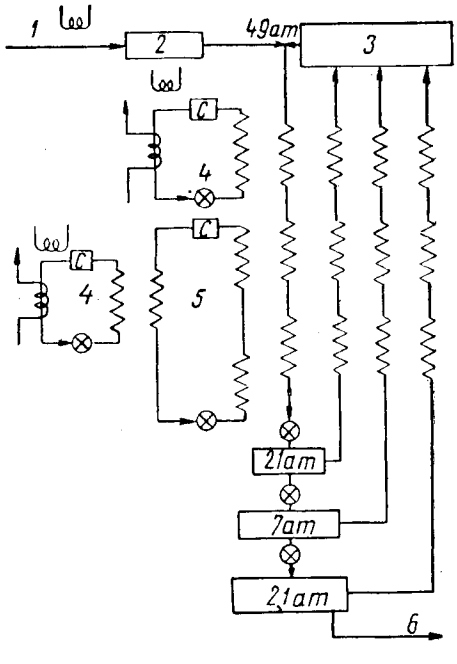


Рис. XV. 26. Каскадный цикл сжижения.

1 — газ из скрубберов: *2* — расширительная машина; *3* — компрессор с промежуточными холодильниками между ступенями; *4* — Фреон; *5* — этилен; *6* — жидкий метан.

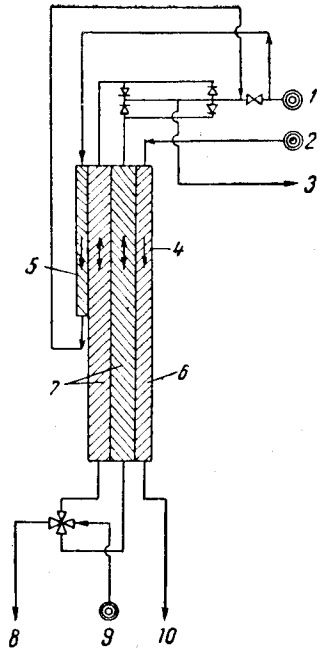


Рис. XV. 27. Направление потока в реверсивном теплообменнике [XV. 22].

1 — азот; *2* — кислород; *3* — холодный очищенный воздух; *4* — направления потока; *5* — проход для дополнительного охладителя (азота); *6* — проход для кислорода; *7* — реверсивные проходы для природного газа; *8* — продувочный азот; *9* — сырой воздух; *10* — чистый сухой кислород.

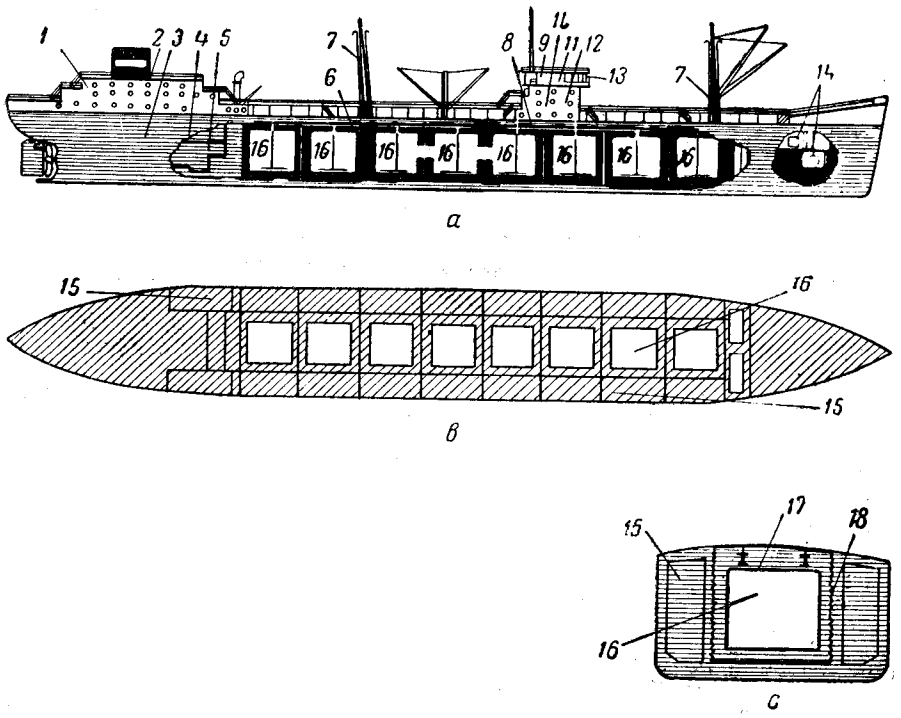


Рис. XV. 28. Приспособление танкера под перевозку жидкого метана [XV. 13].

а — продольный разрез; *в* — внутренний план танкера; *с* — поперечный разрез. *1* и *2* — жилые и подсобные помещения для команды; *3* — котельное отделение; *4* — машинное отделение; *5* — генераторное отделение; *6* — трубопроводы диаметром 4″ для налива и отбора продуктов; *7* — свеча; *8* — насосное отделение для налива и отбора жидкого метана; *9* — штурманская рубка; *10* — раднорубка; *11* — рулевое отделение; *12* — каюты; *13* — капитанский мостик; *14* — генератор инертного газа; *15* — сохраненные наливные баки из нефти; *16* — наливные баки для метана: *17* — изоляция из стирольного пенопласта («стирофоум») толщиной 300 *мм*; *18* — изоляция из стекловаты толщиной 75 *мм*.

резервуара, начиная с комнатной температуры до —150° С, происходит значительное сжатие. Это обстоятельство следует учесть при расчете резервуаров и обвязочных трубопроводов.

Если в резервуар с жидким газом попадает тепло, создается дополнительное давление. Это давление может возникнуть и в резервуарах, из которых удален весь жидкий метан. В одной из опубликованных работ [XV. 2] содержится рекомендация создавать из паров углекислоты в пустом резервуаре защитную среду сухого льда. Однако в данной рекомендации не учитывается то обстоятельство, что сухой лед растворим в жидком метане (в количестве 0,2% мол.), а при температуре —106° С упругость паров сухого льда очень невелика (0,001 *мм рт. ст.*). Чтобы получить упругость паров в 1 *ат*, сухому льду необходимо придать температуру —77° С.

Техника безопасности на установке сжижения природного газа должна быть более эффективной, чем на других предприятиях; необходимость этого продемонстрирована установкой в Кливленде. Все резервуары должны быть окружены сточными траншеями, способными вместить весь жидкий газ. Методы контроля за ведением процесса сжижения описаны в статье Руеманна (Ruhemann) [XV. 28]. Обычно используют устройства для понижения давления [XV. 32], автоматически включающиеся при повышении давления сверх допустимого. Но необходимо иметь достаточные гарантии, что эти устройства сработают в любых условиях. Для предотвращения разрыва установки в случае пожара может оказаться необходимой специальная система для быстрого сброса давления [XV. 33].

В регазификационной части установки (рис. XV. 23) жидкий метан подают насосами в теплообменники, обогреваемые паром. При этом необходимо принять меры для предотвращения утечки паров через сальники насосов.

Жидкий метан лучше всего перевозить в танкерах с наливными баками среднего объема, работающими при давлениях, лишь немного превышающих атмосферное. Использование таких танкеров имеет ряд преимуществ, в том числе и низкую стоимость перевозки [XV. 2, XV. 13]. На рис. XV. 28 показан проект реконструкции танкера типа Т-2 с целью использования его для перевозки наряду с нефтью жидкого метана.

§ 4. ПРОИЗВОДСТВО ГЕЛИЯ

В 1917 г. в США было освоено получение гелия из природного газа [XV.29, XV.35, XV.1, XV.24]. Установки по производству гелия принадлежат Горному бюро Министерства внутренних дел США. Завод в Амарильо (Техас), введенный в эксплуатацию в 1929 г., перерабатывает природный газ, содержащий около 1,8% гелия, 0,4% двуокиси углерода и 25% азота (остальную часть газа составляет в основном метан с примесью некоторого количества более тяжелых углеводородов).

Завод в Навахо (Нью-Мехико) перерабатывает газ, содержащий 7,8% гелия, 1,7% двуокиси углерода, 76% азота, остальная часть (14,5%) представляет собой газообразные углеводороды. Газ многих промыслов в Техасе — Панхендле и Канзасе содержит 0,3—0,4% гелия, но в состав таких газов обычно входит и азот в количестве, примерно в 10 раз превышающем содержание гелия.

Гелиевый завод в Амарильо первоначально практиковал удаление углекислоты раствором каустической соды; более современные заводы для этой цели (а также для осушки) применяют моноэтаноламин и диэтиленгликоль. Для окончательного удаления влаги используют активированную окись алюминия.

Процесс извлечения гелия описан Маллинсом (Mullins) [XV.24] (рис. XV.29). «Сырой» гелий, содержащий значительное количество азота, отделяют при низкой температуре от углеводородов. Эта сырая смесь гелия и азота поступает на сепарацию, одним из продуктов которой является чистый гелий. В процессе Маллинса газ пропускает через теплообменник *1*, где он подвергается предварительному охлаждению и по существу, полному сжижению путем теплообмена с холодным переработанным газом, а затем дросселируется в комбинированный теплообменник-сепаратор *2*, работающий при давлении около 14—21 *кГ/см²*. В сепараторе при данной температуре и давлении конденсируется природный газ примерно на 98%, а газовая фаза содержит около 60% гелия, 40% азота и очень небольшое количество метана. Холодные пары азота из вспомогательного охладительного цикла, который будет описан ниже, проходя вниз по трубам комбинированного теплообменника-сепаратора *2*, обеспечивают некоторое охлаждение обеих фаз и ректификацию газовой фазы, что повышает содержание в ней гелия. Из сепаратора непрерывно раздельно извлекают жидкую и газовую фазы. Извлеченная газовая фаза — так называемый «сырой гелий» — проводится через теплообменник *9*, где она нагревается до температуры, близкой к температуре воздуха, и затем поступает для временного хранения в газгольдер низкого давления в ожидании дальнейшей очистки. Жидкая фаза из сепаратора дросселируется примерно до 4,9 *кГ/см²* и проходит через теплообменник *1*. Ее используют для охлаждения и сжижения поступающего газа. В процессе теплообмена сама жидкая фаза нагревается до температуры, близкой к температуре воздуха. Наконец, этот переработанный газ низкого давления повторно компримируется и возвращается в магистральный газопровод.

Первой ступенью очистки сырого гелия является компримирование его с давления, поддерживаемого в газгольдере, до 190 *кГ/см²*. Затем сырой гелий пропускают для осушки через кусковую каустическую соду, охлаждают без снижения давления в теплообменнике *9*, где сырой гелий вступает в контакт с потоком холодного гелия из сепаратора *2*, и наконец, подают в сепаратор *5* колонны *3*. Сепаратор *5* погружен в «ванну» жидкого азота, поступающего из вспомогательного цикла сжижения азота. Ванна жидкого азота, находящаяся при атмосферном (или близком к нему) давлении, снижает температуру сырого гелия высокого давления почти до —180° С, в результате чего почти весь азот, находящийся в сыром гелии (а его там около 40%), переходит в жидкое состояние. Последним этапом очистки является непрерывное разделение двух фаз в сепараторе *5*, откуда газовая фаза (технический гелий с чистотой около 98,5%) проходит через теплообменник *9* в газгольдеры высокого давления. Технический гелий можно подвергнуть дальнейшей очистке, пропуская его через активированный уголь при температуре — 155÷185° С. В результате угольной сорбции чистота гелия повышается до 99,7% и выше. В прошлом гелий столь высокой чистоты выпускали лишь для специальных целей, но в настоящее время Горное бюро США принимает меры для организации массового производства гелия с чистотой до 99,99%. Имеется в виду подавать технический гелий из сепаратора 5 при температуре около —185° С в колонны, заполненные активированным углем, где холодный гелий обеспечит охлаждение активированного угля и будет освобожден от примесей в основном азота. Угольные очистители периодически будут реактивировать путем нагрева и очистки от азота в вакууме.

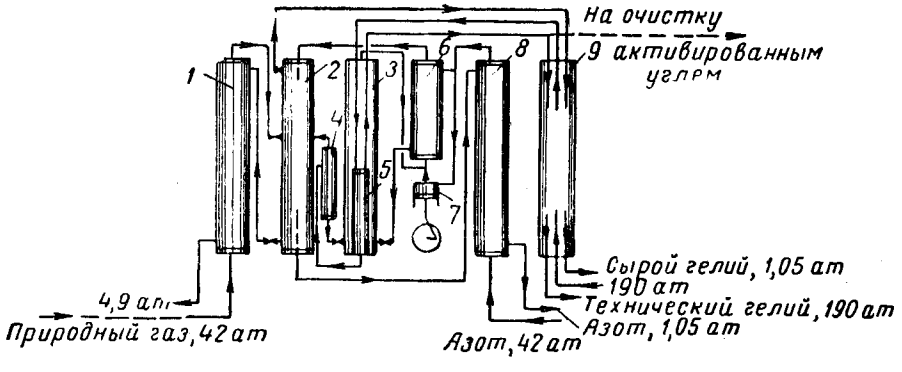


Рис. XV.29. Принципиальная схема завода по производству гелия [XV.24].

1 — теплообменник для газа; *2* — сепаратор сырого гелия; *3* — колонна очистки гелия; *4* — выработка жидкого азота; *5* — сепаратор чистого гелия; *6* — ожижитель азота; *7* — расширительная машина; *8* — теплообменник для азота; *9* — теплообменник для гелия.

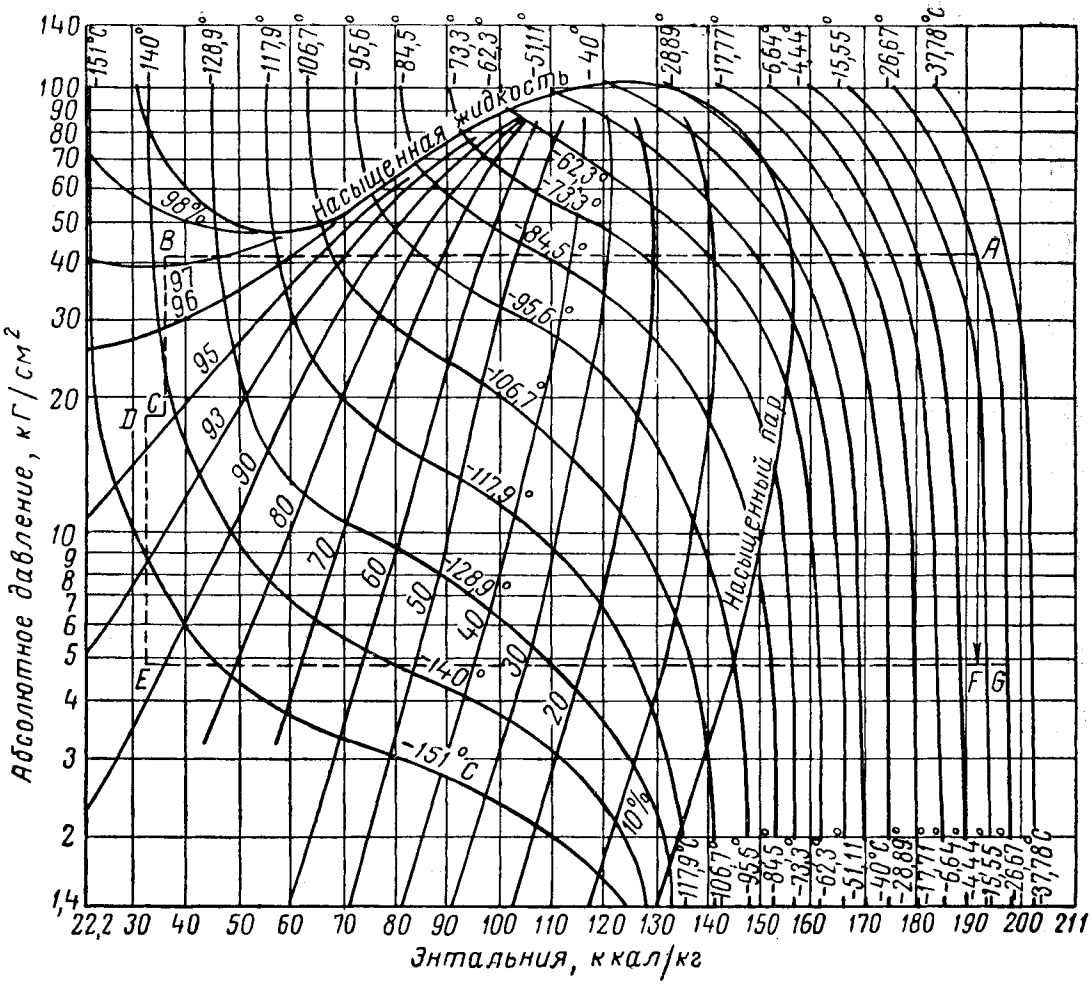


Рис. XV. 30. Цикл разделения сырого гелия на диаграмме давление — энтальпия [XV. 24].
Состав природного газа, %: гелий — 1,0%, азот — 16,3%, метан — 71,4%, этан и более тяжелые углеводороды — 11,3%.

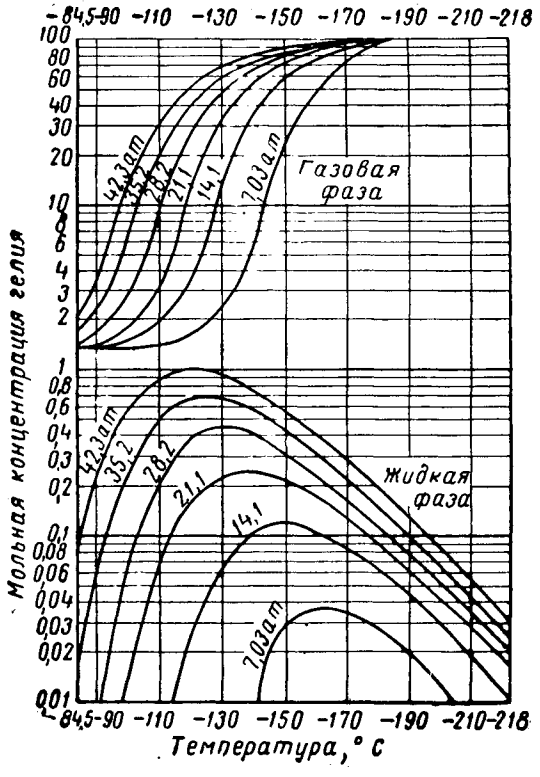
Жидкий азот в сепараторе *5* содержит значительное количество растворенного в нем гелия, его дросселируют из сепаратора *5* в колонну *4*, последняя работает при давлении сепаратора сырого гелия *2*, с которым она соединена, что и обеспечивает выделение растворенного гелия путем снижения давления жидкости и извлечение гелия в сепараторе *2*. Колонну *4* называют «вырабатывающей азот»; выходящий из нее жидкий азот дросселируется в колонну *3*, где он обеспечивает надлежащее охлаждение сырого гелия и возмещает потери жидкого азота в охлаждающей ванне. Жидкий азот содержит 95% и более азота, примесями являются небольшие количества метана и гелия.

Охлаждение в процессе получения гелия обеспечивается в основном расширением природного газа в системе циркуляции сырого гелия. Дальнейшее охлаждение, в том числе и до самых низких температур, создается вспомогательным циклом сжижения азота. В этом цикле азот компримируют в три ступени от давления, поддерживаемого в газгольдере, до 35—42 *кГ/см²*. Затем пропускают его через теплообменник *8* для предварительного охлаждения холодным выходящим азотом. После этого поток азота разделяется, часть его поступает в ожижитель *6*, а остаток экспандируется до давления, близкого к атмосферному, в экспандере *7*.

Холодные пары азота из экспаидера соединяются с парами азота из колонны очистки гелия *3* и проводятся через ожижитель *6*, где они охлаждают и сжижают азот высокого давления. Затем холодные пары азота проводят через сепаратор сырого гелия *2* для ректификации этой гелиево-азотной смеси и охлаждения находящейся в сепараторе жидкой фазы и пропускают через теплообменник *8*, охлаждая тем самым поступающий в цикл сжижения азот высокого давления. Жидкий азот, образовавшийся в ожижителе *6* при давлении 35—42 *кГ/см²*, дросселируется почти до атмосферного давления в гелиеочистителе *3* с целью поддержания необходимого уровня жидкого азота в охладительной ванне этой колонны.

Процесс разделения сырого гелия показан линией ABCDEG на диаграмме давление — энтальпия гелийсодержащего природного газа (рис. XV. 30).

Содержание гелия в разделяемых фазах представлено на рис. XV. 31.



Несколько заводов, принадлежащих Горному бюро, перерабатывают природный газ на пути его к потребителям. Может оказаться более экономичным перерабатывать газ со средним содержанием гелия (0,5—1,0%), чем газ, более богатый гелием. Повышенное содержание гелия обычно предполагает наличие большего количества азота, что делает остаточный газ бесполезным как топливо.

§ 5. ОЧИСТКА ПРИРОДНОГО ГАЗА ОТ АЗОТА

Газы некоторых месторождений, особенно Панхендл и Хьюготон, содержат большое количество азота (10% и более, иногда до 30—35%). Чтобы исключить транспортировку больших количеств инертного газа на значительные расстояния, была изучена возможность удаления азота путем низкотемпературной переработки [XV. 25]. Наиболее логичным процессом в данном случае является сжижение. Необходимые условия для разделения фаз вытекают из свойств системы метан — азот. Была построена соответствующая полузаводская установка и проведены инженерные изыскания по процессу сжижеиия, но в промышленном масштабе еще процесс не был применен.

Рис. XV. 31. Содержание гелия в газовой и жидкой фазе типичного гелийсодержащего природного газа [XV. 24].

Состав природного газа. %: гелий — 1,4, азот — 12,7, метан — 78,2, этан и более тяжелые углеводороды — 7,7.

ГЛАВА XVI

ОСУШКА И ОЧИСТКА ПРИРОДНОГО ГАЗА

Природный газ, предназначенный для транспорта по магистральным трубопроводам, должен содержать определенное количество влаги и сероводорода. Влажность газа обычно доводится до 9,5—12,5 *кг* на 1 млн. $м^3$, а содержание сероводорода до 0,23 — 0,58 *г* на 100 $м^3$.

§ 1. ОСУШКА ПРИРОДНОГО ГАЗА

Осушкой природного газа называется процесс удаления воды, находящейся в природном газе в парообразном состоянии. Общепризнано, что осушка газа является необходимым условием для обеспечения бесперебойной работы магистральных газопроводов. Она предотвращает образование гидратов и уменьшает коррозию. При транспорте влажного газа в определенных условиях влага может сконденсироваться и накапливаться в пониженных местах газопровода, вследствие чего уменьшается пропускная способность магистрали.

В газовой промышленности применяются несколько методов осушки: адсорбцией, абсорбцией, прямым охлаждением, сжатием с последующим охлаждением и химическая осушка.

Поскольку ни один из этих методов не обладает безусловным преимуществом по сравнению с остальными, для выбора наиболее эффективного и экономичного в конкретных условиях процесса необходимо знать все эти методы.

В процессах осушки путем адсорбции в качестве адсорбента чаще всего применяют активированную окись алюминия, силикагель и бокситы, а при осушке газа абсорбцией — диэтиленгликоль и триэтиленгликоль. Осушка газа охлаждением и химическими способами получила небольшое распространение, эти методы будут охарактеризованы лишь кратко.

1. ОСУШКА ОХЛАЖДЕНИЕМ

Количество влаги в насыщенном природном газе уменьшается при увеличении давления или снижении температуры (рис. V. 8). Таким образом, теплый или горячий газ, насыщенный водяным паром, можно частично осушить путем прямого охлаждения. Газ после сжатия обычно охлаждают, вследствие чего из него удаляется вода. Если при охлаждении не достигается минимум температуры, которую газ будет иметь при дальнейшем движении по системе при данном давлении, конденсация влаги газа в дальнейшем не будет исключена. Использование эффекта Джоуля-Томпсона или охлаждение расширением в промысловых сепараторах с целью осушки природного газа описано в главе XIII.

2. ХИМИЧЕСКАЯ ОСУШКА

Химическая реакция между водой и химическими веществами может быть столь полной, что образующиеся при ней продукты гидратации будут иметь чрезвычайно низкую упругость водяных паров. Имеются химические агенты, обеспечивающие практически полную осушку газа [XVI. 2]. Однако эти агенты очень трудно или вообще невозможно регенерировать. Это обстоятельство делает их непригодными для использования в качестве промышленных осушителей. Однако, как указывалось в главе V, они широко применяются при лабораторном определении влажности газов.

3. ОСУШКА ГАЗА АБСОРБЦИЕЙ

Жидкий абсорбент, пригодный для осушки природного газа, должен удовлетворять ряду требований, важнейшими из которых являются: 1) высокое «сродство» по отношению к воде; 2) низкая стоимость; 3) некоррозийность; 4) устойчивость к компонентам газа; 5) устойчивость во время регенерации; 6) простота регенерации; 7) низкая или средняя вязкость; 8) низкая упругость паров при температуре контакта; 9) низкая растворяющая способность по отношению к природному газу и углеводородным жидкостям и низкая растворимость в них; 10) низкая склонность к образованию пены или эмульсий.

Всем этим требованиям в той или иной степени удовлетворяют два органических соединения: диэтиленгликоль

$$O\begin{matrix}\nearrow CH_2-CH_2-OH\\ \searrow CH_2-CH_2-OH\end{matrix}$$

и триэтиленгликоль

$$CH_2-O-CH_2-CH_2-OH,$$
$$CH_2-O-CH_2-CH_2-OH.$$

Эти два эфира многоатомных спиртов наиболее часто применяются для осушки природных газов путем абсорбции [XVI. 4 — XVI. 9, XVI. 20].

4. ФИЗИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ГЛИКОЛЕЙ

Прежде всего рассмотрим те физические свойства гликолей, которые составляют основу для технологических расчетов процессов осушки. Затем будет показано, какие из этих свойств необходимы при выборе режимов процесса.

Вода и гликоли взаиморастворимы в жидкой фазе [XVI. 15]. Экспериментальные данные о равновесии пар — жидкость в водных растворах гликоля указывают на то, что упругость водяных паров в концентрированных растворах очень незначительна. Упругость паров воды, находящихся в равновесии с растворами гликоля различной концентрации, можно выразить при помощи кривых точек росы воды в зависимости от температуры раствора или контакта, поскольку выяснено, что точки росы относительно независимы от общего давления газа в системе. Такие кривые приведены на рис. XVI. 1 и XVI. 2 [XVI. 10]. Зная температуру контакта и концентрацию гликоля, можно легко определить температуру точки росы газа. Эти величины в сочетании с графиком водосодержания газа, приведенным на рис. V. 8, можно использовать для определения абсолютной влажности газа, находящегося в равновесии с гликолевыми растворами. Следует отметить, что, если гликоль не влияет на определение точки росы, точки замерзания, указанные ниже 0° С, могут представлять собой метастабильные точки росы.

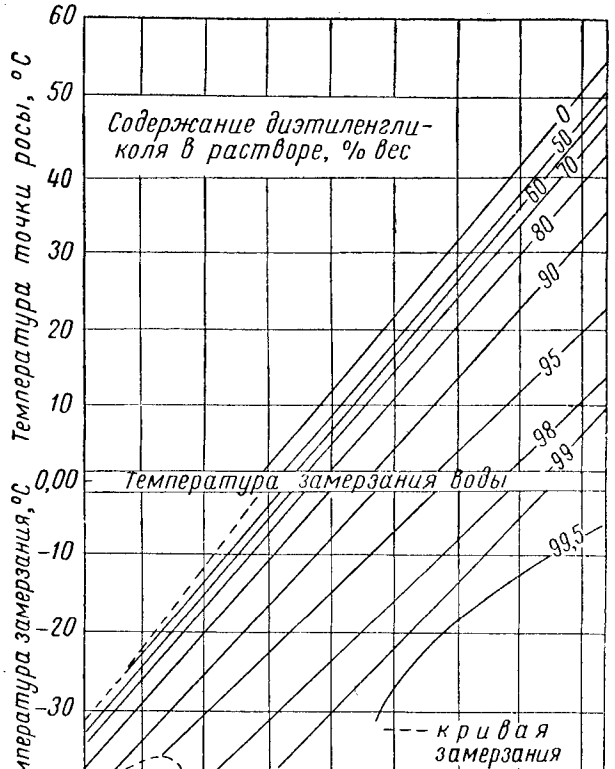


Рис. XVI. 1. Влияние водных растворов диэтиленгликоля на точку росы при различных температурах контакта при атмосферном давлении [XVI. 10].

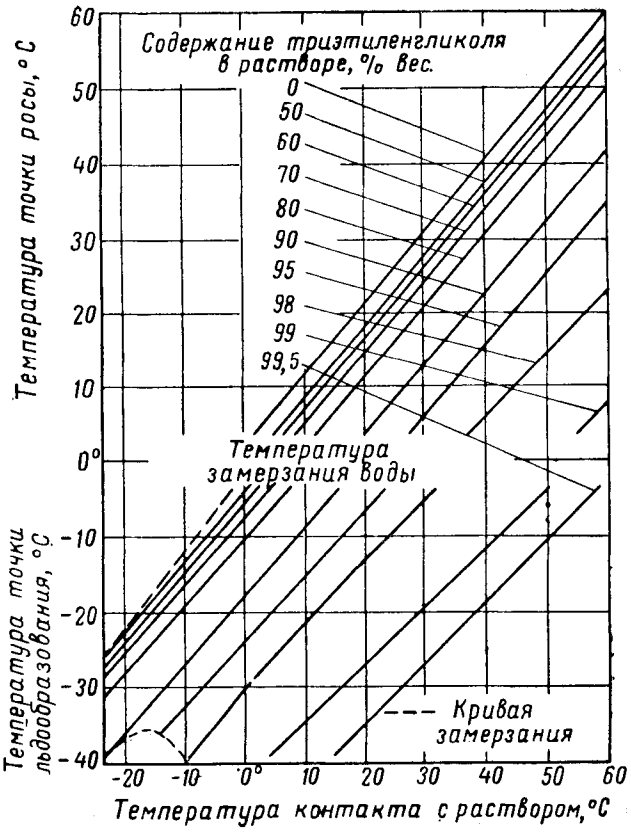


Рис. XVI. 2. Влияние водных растворов триэтиленгликоля на точку росы при различных температурах контакта [XVI. 10].

Хотя диэтиленгликоль и триэтиленгликоль обладают несколько более высокой вязкостью, чем другие абсорбенты, все же их вязкость при температурах не ниже 10° С, нельзя считать чрезмерно высокой. Влияние концентрации и температуры на вязкость водных растворов гликолей показано на рис. XVI. 3 и XVI. 4. Давление значительно влияет на вязкость ди- и триэтиленгликоля.

Влияние давления на вязкость в абсорбере частично компенсируется большим влиянием, оказываемым малорастворимыми газами, на вязкость жидкостей [XVI. 22]. По имеющимся данным вязкость диэтиленгликоля при давлении 70 *кГ/см*² в 3—4 раза превышает соответствующий показатель при атмосферном давлении [XVI. 10]. Бриджмен (Bridgman) [XVI. 3] сообщает об аналогичном влиянии давления на вязкость соединений с сильно разветвленной молекулярной цепью. Вязкость и растворимость жидкой фазы являются основными переменными в корреляциях, определяющих общий к. п. д. тарелок в абсорберах.

Поскольку необходимо применять растворы с высокой концентрацией гликоля, регенерация разжиженных водных растворов гликоля не должна представлять трудности. Диаграммы изобарная температура — состав для системы гликоль — вода (рис. XVI. 5 и XVI. 6) и нормальная температура кипения водных растворов гликолей свидетельствуют о легкости, с которой можно повторно повышать концентрацию гликоля в этих растворах. Низкая концентрация воды в паровой фазе, находящейся в равновесии с 92—99%-ным весовым раство-

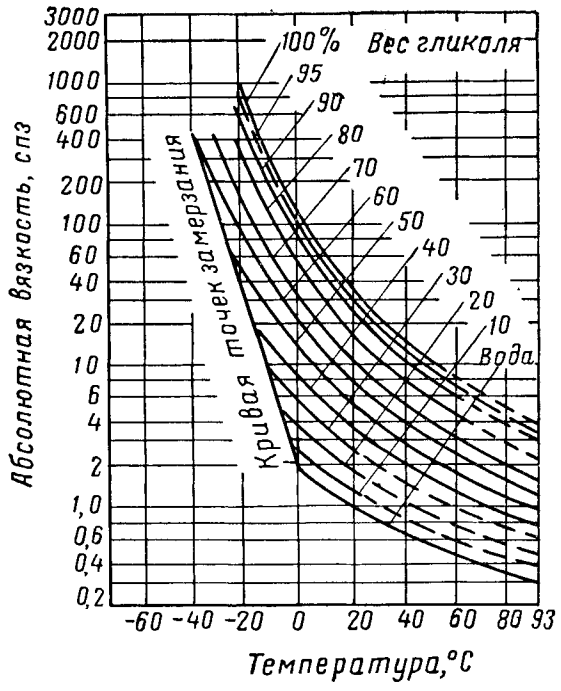


Рис. XVI. 3. Вязкость водных растворов диэтиленгликоля [XVI. 13].

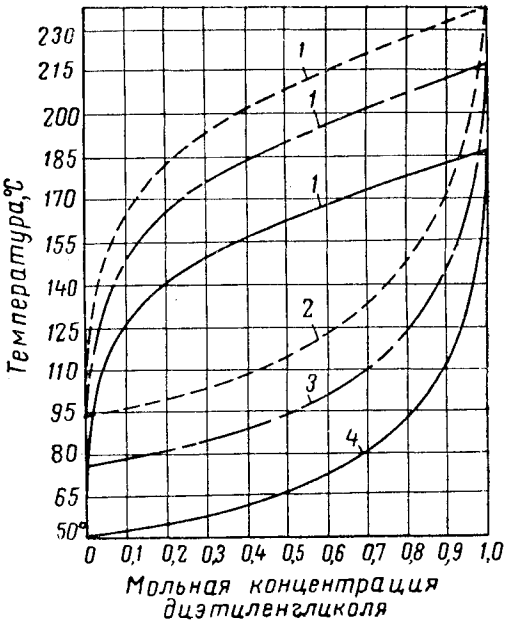


Рис. XVI. 5. Кривые фазового состава для водных растворов диэтиленгликоля [XVI. 13].

1 — пар; *2* — жидкость при 600 *мм рт. ст.*; *3* — жидкость при 300 *мм рт. ст.*; *4* — жидкость при 100 *мм рт. ст.*

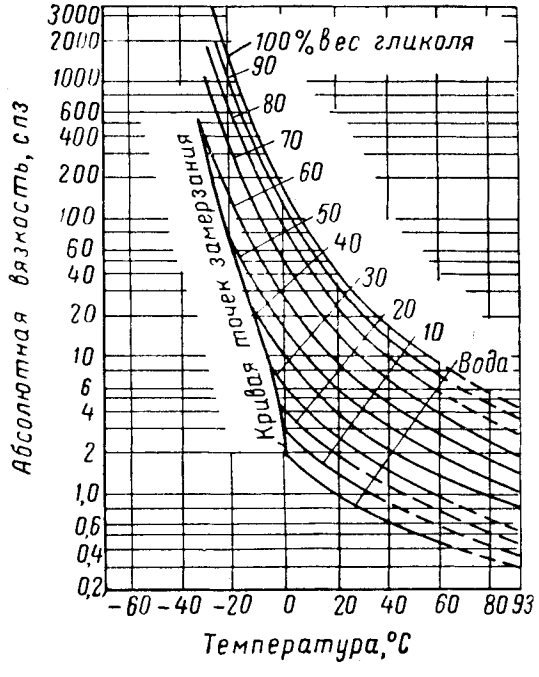


Рис. XVI. 4. Вязкость водных растворов триэтиленгликоля [XVI. 13].

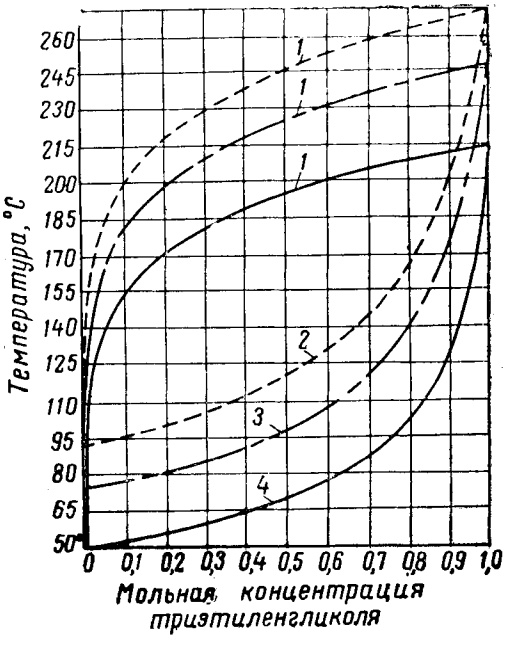


Рис. XVI. 6. Кривые фазового состава для водных растворов триэтиленгликоля [XVI. 13].

1 — пар; *2* — жидкость при 600 *мм рт. ст.*; *3* — жидкость при 300 *мм рт. ст.*; *4* — жидкость при 100 *мм рт. ст.*

ром гликоля, объясняется в основном низкой мольной концентрацией воды в этих растворах, а также тем обстоятельством, что коэффициент активности воды меньше единицы. Коэффициент активности при низких давлениях

$$\gamma_1 = \frac{py_1}{Px_1}, \qquad \text{(XVI. 1)}$$

где γ_1 — коэффициент активности воды; p — общее давление системы, представляющее собой сумму парциальных давлений воды и гликоля; y_1 — мольная концентрация воды в газовой фазе; P — упругость паров чистой воды; x_1 — мольная концентрация воды в жидкой фазе.

Как сообщают Поллитцнер (Pollitzner) и другие [XVI. 9], потери триэтиленгликоля вследствие испарения составляют 0,16 *л* на 100 000 *м*³ газа, что согласуется с общей цифрой потерь гликоля, определенной в производственных условиях (0,33 *л* на 100 000 *м*³ газа) [XVI. 7]. В последнюю цифру, помимо потерь от испарения, включены потери вследствие уноса, утечки, растворения и т. п.

Другим важным свойством гликолей является незначительная растворимость их в легких углеводородах. В связи с этим представляется возможной прямая инжекция диэтиленгликоля в двухфазные потоки, содержащие легкие углеводородные жидкости. С другой стороны, легкие углеводороды (за исключением ароматических. — *Ред.*) в газообразном и жидком состояниях также очень мало растворимы в гликолях.

В присутствии легких углеводородов гликоли иногда склонны к пенообразованию. Однако при тщательном предварительном отбензинивании газа, поступающего в абсорберы, пенообразование доводится до минимума. Для уменьшения пенообразования с успехом были применены пеногасители [XVI. 7].

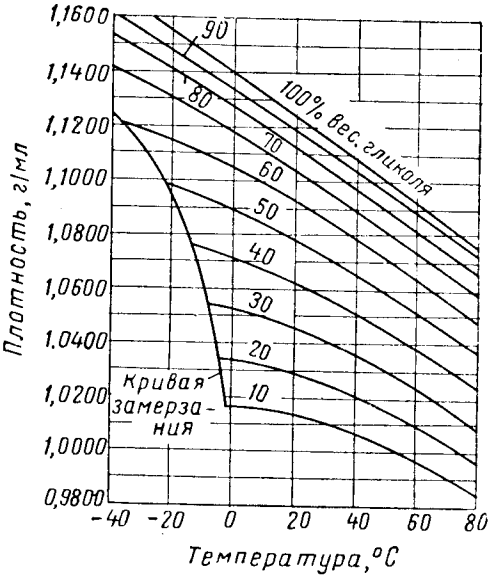


Рис. XVI. 8. Плотность водных растворов триэтиленгликоля при различных температурах [XVI. 13].

Другие свойства водных растворов гликолей представлены в виде графиков на рис. XVI. 7 — XVI. 15. Температура замерзания гликолевых растворов показана на рис. XVI. 14.

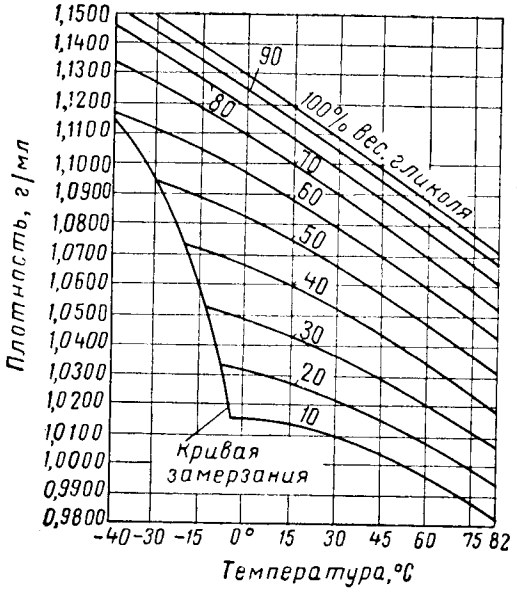


Рис. XVI. 7. Плотность водных растворов диэтиленгликоля при различных температурах [XVI. 13].

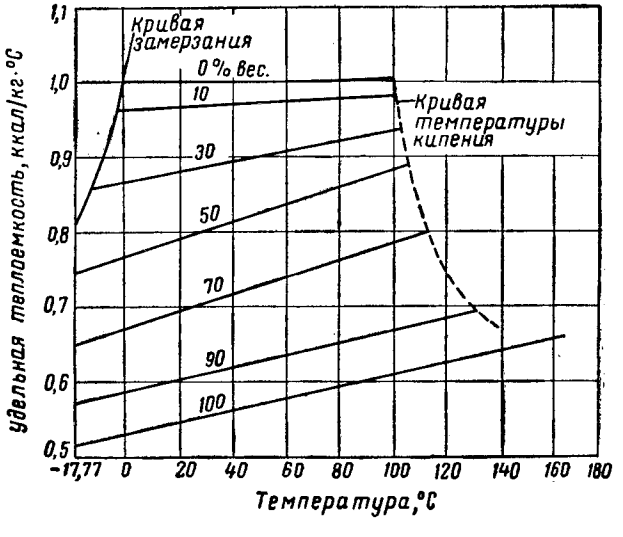


Рис. XVI. 9. Удельная теплоемкость водных растворов диэтиленгликоля [XVI. 13].

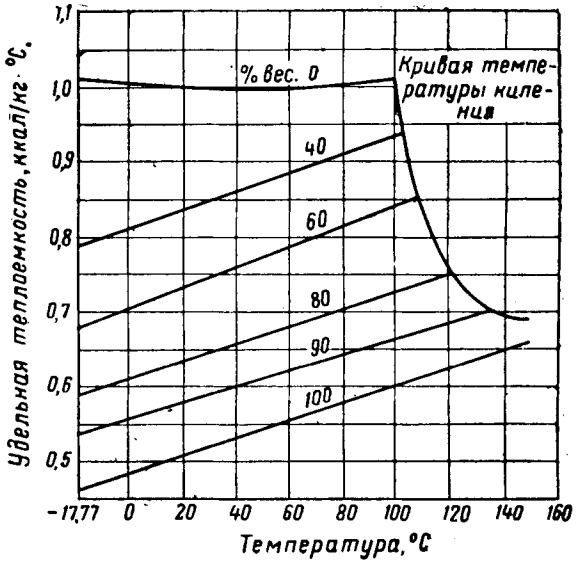


Рис. XVI. 10. Удельная теплоемкость водных растворов триэтиленгликоля [XVI. 13].

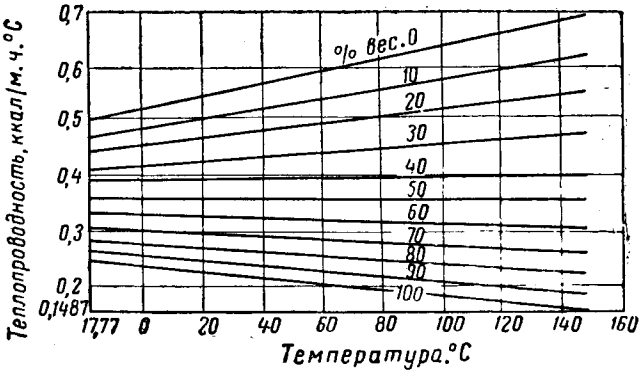


Рис. XVI. 11. Теплопроводность водных растворов диэтиленгликоля при различных температурах [XVI. 10].

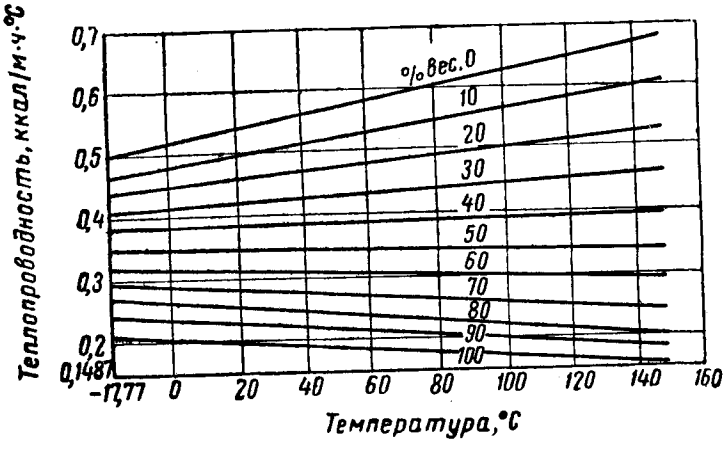


Рис. XVI. 12. Теплопроводность водных растворов триэтиленгликоля при различных температурах [XVI. 10].

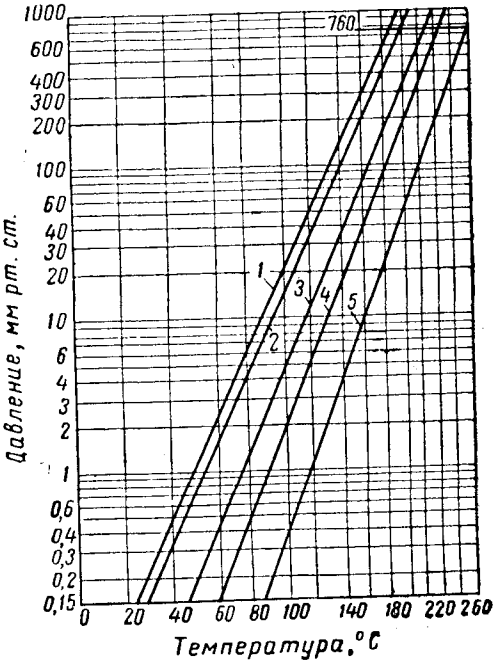


Рис. XVI. 13. Диаграмма Кокса для гликолей [XVI. 13].

1 — пропиленгликоль; *2* — этиленгликоль; *3* — дипропиленгликоль; *4* — диэтиленгликоль; *5* — трипропиленгликоль.

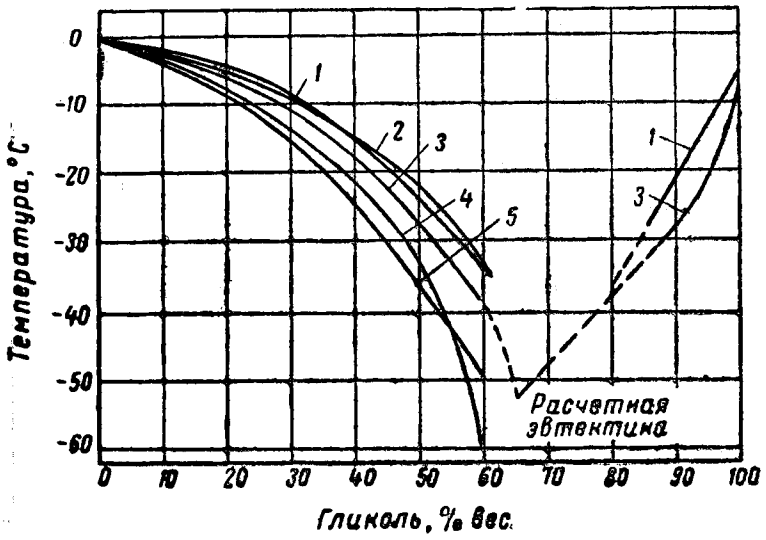


Рис. XVI. 14. Температура замерзания водных растворов ди- и триэтиленгликоля [XVI. 10, XVI. 13].

1 — триэтилегликоль; *2* — дипропилегликоль; *3* — диэтиленгликоль; *4* — пропиленгликоль; *5* — этиленгликоль.

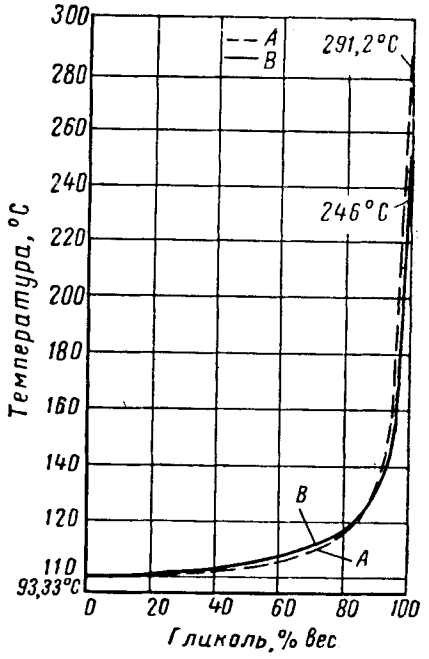


Рис. XVI. 15. Температура кипения водных растворов ди- и триэтиленгликоля при атмосферном давлении [XVI. 13].

А — триэтиленгликоль; *В* — диэтиленгликоль.

5. ПАРАМЕТРЫ ПРОЦЕССА ОСУШКИ ГАЗА ГЛИКОЛЯМИ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ЦИКЛА АБСОРБЦИИ — ДЕСОРБЦИИ

В настоящее время диэтиленгликоль и триэтиленгликоль находят широкое применение при осушке природного газа жидкими поглотителями. Типовые технологические схемы установок для осушки газа этими сорбентами представлены на рис. XVI. 16 и XVI. 17 [XVI. 7]. В основном обе установки имеют аналогичную конструкцию. Нужно отметить лишь различие в устройствах для орошения.

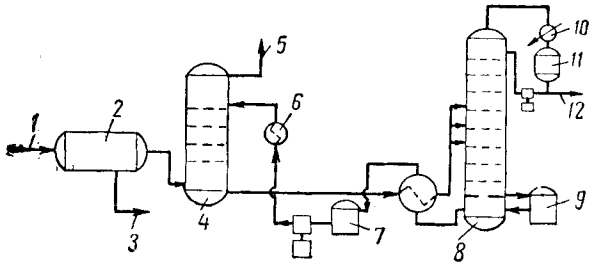


Рис. XVI. 16. Технологическая схема установки осушки диэтиленгликолем [XVI. 7].

1 — вход влажного газа; *2* — водоотбойник; *3* — сброс жидкости; *4* — абсорбер; *5* — выход сухого газа; *6* — холодильник гликоля; *7* — промежуточная емкость; *8* — выпарная колонна; *9* — кипятильник-рибойлер; *10* — конденсатор орошения; *11* — сборная емкость; *12* — сброс воды.

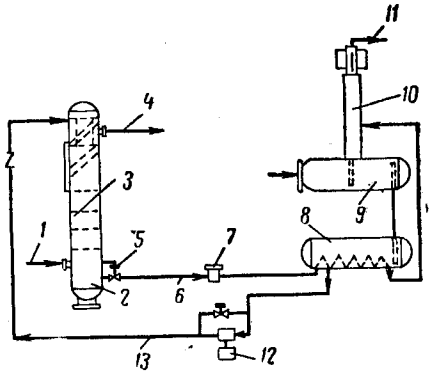


Рис. XVI. 17. Технологическая схема установки осушки триэтиленгликолем [XVI. 7].

1 — влажный газ из газопровода; *2* — абсорбер; *3* — колпачковые тарелки; *4* — сухой газ в газопровод; *5* — регулятор уровня; *6* — гликоль с высоким содержанием воды; *7* — фильтр; *8* — промежуточная емкость; *9* — кипятильник-рибойлер (паровой или прямого нагрева); *10* — выпарная колонна; *11* — вода; *12* — насос; *13* — ненасыщенный гликоль.

Абсорбер. Верхний предел температуры абсорбции определяется допускаемым уровнем потерь ди- и триэтиленгликоля от испарения, и практически верхний предел температуры составляет около 38° С. Фактическая температура абсорбции зависит от температуры, до которой можно охладить регенерированный гликоль, от температуры газа на входе в абсорбер, теплоты абсорбции воды и от соотношения между газом и жидкостью. Нижний предел температуры абсорбции устанавливается влиянием вязкости на влагопоглощающую способность при контакте.

Минимальная рабочая температура равна около 10° С, хотя установки с инжекцией гликоля рассчитаны на работу в условиях значительно более низких температур.

Давление, при котором должны работать гликолевые абсорберы, в значительно большей степени определяется экономическими соображениями (первоначаль-

ной стоимостью установок), чем равновесными фазовыми соотношениями. В литературе имеются данные о триэтиленгликолевых абсорберах, работающих при давлениях до 140 *кГ/см*^{2} [XVI. 7]. По-видимому, опубликованные ранее данные о том, что константа равновесия для воды в системе гликоль — вода — природный газ повышается по мере увеличения давления, неверны [XVI. 19]. Это можно объяснить весьма высокими критическими давлениями систем природный газ — гликоль.

Площадь поперечного сечения абсорбера определяется в основном его пропускной способностью по газу, поскольку расход жидкости, необходимой для осушки газа, очень невелик. Можно применять обычные методы определения размеров колонн с колпачковыми тарелками, рассмотренные в главе XIV. Несмотря на низкий расход жидкости, к. п. д. отдельных тарелок в правильно рассчитанной колонне может доходить до 70%.

Точка росы воды для газа, выходящего из абсорбера, определяется степенью регенерации и охлаждения гликолевого раствора. Можно добиться снижения точки росы примерно на 28° С, что соответствует 95—96%-ной (по весу) концентрации раствора диэтиленгликоля, поступающего в абсорбер. В свою очередь это соответствует максимальной температуре регенерации 165° С. Триэтиленгликоль позволяет снизить точку росы на 33—42° С, что соответствует регенерированным растворам, содержащим 98—99% (по весу) гликоля.

Выпарная колонна. Важным параметром ее работы является температура, поскольку ею определяется концентрация регенерированного абсорбента, а излишне высокая температура вызывает термическое разложение гликоля. Максимальная температура в регенераторе, допускаемая для водных растворов диэтиленгликоля, составляет 165° С, хотя иногда можно допустить повышение температуры до 175° С. Разложению гликолей соответствуют кислород и сероводород, вследствие чего их присутствие требует снижения температуры регенерации по сравнению с нормальным уровнем. Были высказаны рекомендации об удалении растворенных газов путем снижения давления отработанного гликоля, выходящего из абсорбера [XVI. 23].

Для десорбции триэтиленгликоля требуется еще меньшее орошение. В небольших установках достаточное орошение можно получить при использовании вертикальной трубы с развитой поверхностью, охлаждаемой непосредственно атмосферным воздухом.

Контакт между газом и жидкостью в десорбере обеспечивается при помощи колпачковых тарелок в больших колоннах и насадки в колоннах меньшего размера. Для разделения требуется небольшое число теоретических тарелок, тем не менее предусматривается большой запас тарелок или насадки.

Вспомогательное оборудование установок осушки гликолем включает насосы, теплообменники, кипятильники, рибойлеры, фильтры и т. п. Это оборудование обстоятельно описано в специальных статьях [XVI. 7, XVI. 20].

§ 2. ОСУШКА ГАЗА АДСОРБЦИЕЙ

Твердые поглотители (или адсорбенты) широко применяются для осушки газов. В последнее время твердые поглотители стали использовать и для удаления воды из жидкостей. Адсорбенты имеют свойство поглощать воду из углеводородного потока и отдавать ее другому потоку с более высокой температурой во время регенерации.

1. ПРИРОДА АДСОРБЦИИ

Прежде в литературе было принято классифицировать адсорбцию на химическую или физическую в зависимости от того, какой характер (физический или химический) имеет взаимодействие между поглощенными молекулами и твердой поверхностью. В настоящее время суть адсорбции объясняется силами, привлекающими молекулы к поверхности твердых тел. Привлечение воды к осушителям вызывается действием сил Ван дер Ваальса или сил, обязанных своим возникновением «эффекту дисперсии» [XVI. 17], который можно отнести к физической категории. Равновесие между твердой и газообразной фазами при адсорбции за счет сил Ван дер Ваальса является обратимым и быстро изменяется в соответствии с изменившимися условиями температуры и давления.

Для адсорбентов характерна исключительно большая площадь поверхности, объясняющаяся наличием большого числа мелких неоднородных по форме капилляров. Поверхность этих капилляров представляет собой большое поле действия остаточных сил. Единственно возможным путем, который может свести остаточные силы к минимуму, является конденсация на данной поверхности. Конденсация происходит в мелких капиллярах, причем образуются не капельки жидкости, а множество мелких выпуклых ее поверхностей. Термодинамические расчеты показывают, что упругость паров жидкостей, находящихся в мелких увлажненных капиллярах, значительно меньше, чем упругость паров плоской поверхности той же жидкости [XVI. 6]. Следовательно, упругость паров жидкостей в этих капиллярах равновесна парциальному давлению паров воды, которое значительно меньше нормального давления насыщения. Другой интересной характеристикой, показывающей высокую степень капиллярности, является то, что количество адсорбированного вещества, находящееся в равновесии с газом данного парциального давления, зависит от направления достижения равновесия. Это явление, известное под названием «гистерезис адсорбции» [XVI. 11] при промышленном применении процесса осушки газа твердым поглотителем, очевидно, теряет свое значение уже после нескольких циклов адсорбции — регенерации.

Изменение температуры и другие факторы, вызывающие разрушение физической структуры адсорбента, уменьшают его способность поглощать и удерживать воду. Кемпбелл, Скиннер и Лоуренс (Kampbell, Skinner and Laurence) [XVI. 5] приводят следующие требования, которым должен удовлетворять хороший зернистый поглотитель: 1) высокая равновесная адсорбционная емкость по отношению к воде; 2) обратимость адсорбции и простота регенерации; 3) высокая скорость адсорбции; 4) малое сопротивление потоку газа; 5) высокая механическая прочность, предотвращающая дробление и распыление поглотителя; 6) химическая инертность; 7) небольшие объемные изменения в зависимости от температуры и степени насыщения.

В настоящее время разработаны и непрерывно совершенствуются поглотители, удовлетворяющие всем этим требованиям. Наиболее часто применяемыми адсорбентами являются боксит, активированная окись алюминия и силикагель, которые выпускаются различными фирмами под различными наименованиями.

Ниже рассматриваются равновесные, кинетические, химические и механические качества некоторых наиболее экономичных поглотителей.

Поскольку осушку газов и жидкостей адсорбцией производят с использованием неподвижного слоя твердого адсорбента, этот процесс является периодическим. Однако поскольку приближение к равновесным условиям между потоком газа и слоем адсорбента может быть очень близким, знание равновесных соотношений необходимо для определения практически целесообразной предельной пропускной способности слоя адсорбента [XVI. 14].

На рис. XVI. 18 представлены типовые изотермы равновесной адсорбции, показывающие взаимозависимость между парциальным давлением паров воды в газе и поглощенным количеством воды, выраженным в процентах к весу регенерированного (активированного) адсорбента [XVI. 18]. Зависимость равновесных условий от температуры очевидна.

Поглотительная способность промышленных адсорбентов по мере их использования уменьшается, поскольку: 1) некоторые из наиболее эффективных адсорбентов необратимо теряют активность и 2) поглощенные углеводороды высокого молекулярного веса могут с трудом поддаваться десорбции. Уменьшение активности промышленного поглотителя, регенерируемого через каждые 16 *ч*, показано на рис. XVI. 19 [XVI. 16]. Очевидно, что в качестве расчетной поглотительной способности адсорбента следует брать величину, несколько меньшую, чем «асимптотическая величина» на кривой поглотительной способности. Полезная поглотительная способность слоя адсорбента зависит от скорости газового потока, которая часто выражается временем контакта. Рис. XVI. 20 показывает, что поглотительная способность при рационально коротком времени контакта может не зависеть от расхода газа [XVI. 2]. Данные получены в колонне диаметром 915 *мм*, заполненной бокситом, зерна которого имели размеры 2,8 *мм*, активированным при 177° С. В большинстве случаев достаточное время контакта обеспечивается при линейной скорости газа менее 0,3 *м/сек*.

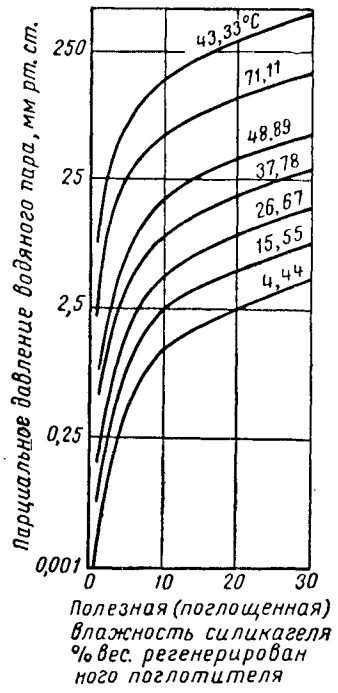


Рис. XVI. 18. Изотермы адсорбции воды на силикагеле.

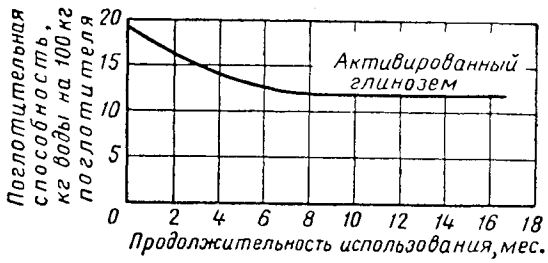


Рис. XVI. 19. Влияние продолжительности использования активированной окиси алюминия Н-151 на ее поглотительную способность [XVI. 16].

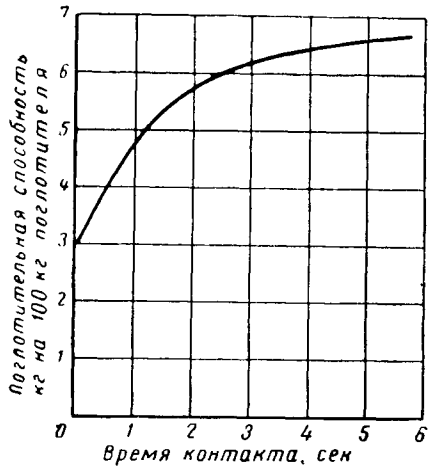


Рис. XVI. 20. Влияние времени контакта на поглотительную способность боксита (флорита) [XVI. 2].

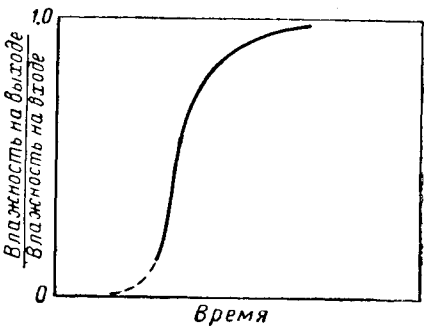


Рис. XVI. 21. Типовая кривая «проскока», показывающая соотношение влажности на выходе и входе как функцию времени.

Иглтон и Блисс (Eagleton and Bliss) изучали степень осушки воздуха в неподвижных слоях активированной окиси алюминия, боксита и силикагеля [XVI. 14]. Влажность воздуха на выходе из адсорбера измерялась при различных величинах начальной влажности, температуры и расхода воздуха, высоты слоя адсорбента. Исследования Иглтона и Блисса позволяют сделать вывод, что степень осушки определяется диффузией как через пленку воздуха, так и внутри твердой частицы. Типовая кривая «проскока», показывающая соотношение между влажностью воздуха на выходе из адсорбера и влажностью воздуха на входе как функцию времени, приведена на рис. XVI. 21. Для промышленного адсорбера ширина кривой «проскока» достаточно мала, так что для осушки газа можно использовать, повидимому, около 95% высоты слоя адсорбента.

На рис. XVI. 22 показано распределение воды в слое адсорбента и в потоке газа в начале периода осушки, после истечения 30% времени осушки и в конце ее перед «проскоком». Чтобы обеспечить максимальную эффективность регенерации, регенерационный период десорбции нужно начинать непосредственно перед тем, как из слоя адсорбента начнет выходить («проскакивать») неосушенный газ. Кривая «проскока» на рис. XVI. 21 показывает профиль кривой перепада влажности в той части слоя, которая не полностью насыщена водой.

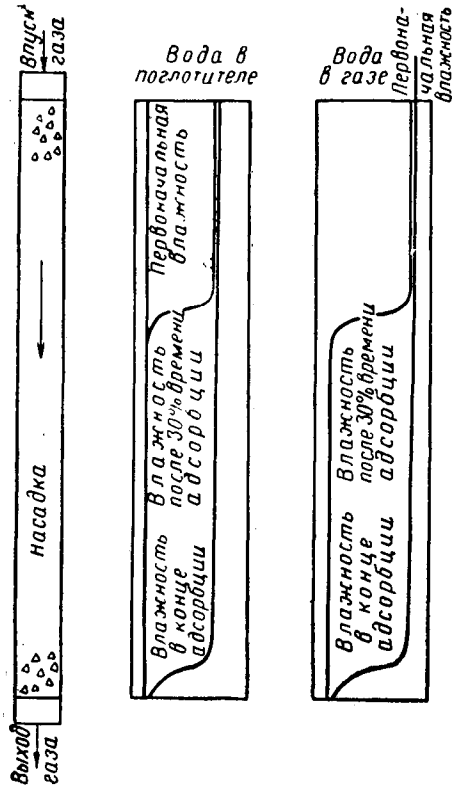


Рис. XVI. 22. Типовые кривые перепада влажности в поглотителе и в газовой фазе в период адсорбции.

2. ИЗВЛЕЧЕНИЕ УГЛЕВОДОРОДОВ И РЕГЕНЕРАЦИЯ ТВЕРДОГО ПОГЛОТИТЕЛЯ

Поглощение углеводородов адсорбентами происходит вследствие действия тех же сил, которые вызывают поглощение воды. Та часть сорбента, которая в данное время не осуществляет осушку газа, поглощает углеводороды, преимущественно тяжелые. Когда осушка прекращается непосредственно перед моментом «проскока», в той части слоя, которая не была использована для осушки, будут находиться поглощенные углеводороды. В конденсате, отводимом из адсорберов во время регенерации, часто содержатся жидкие углеводороды. В некоторых случаях твердые поглотители можно использовать для осушки газа и удаления из газа тяжелых углеводородов перед подачей его в трубопровод. В процессе регенерации твердого поглотителя «Совабид», использовавшегося для осушки газа, при температуре 15,6° С и давлении 49 *кГ/см²* получали 0,17—0,21 *л* газового бензина на 1 *кг* сорбента. Сил (Seale) сообщает [XVI. 24], что при адсорбции под давлением 56 *кГ/см²* на 100 *кг* адсорбента извлекалось 25 *л* углеводородов. При переработке газа в количестве 651 300 *м³/сутки* при 72-минутном цикле адсорбции — регенерации на установке получали в сутки 3,7 *м³* углеводородов и 0,320 *м³* воды. Регенерацию твердого поглотителя в большом промышленном адсорбере обычно производят путем пропускания через него природного газа, нагретого до температуры 175—230° С (рис. XVI. 23). Более высокая температура регенерации

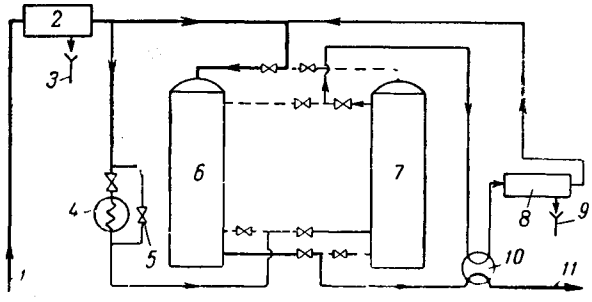


Рис. XVI. 23. Технологическая схема осушки твердым поглотителем.

1 — влажный газ; *2* — водоотбойник; *3* — вода; *4* — нагреватель; *5* — обводная линия для охлаждения; *6* — адсорбционная колонна; *7* — регенерационная колонна; *8* — сепаратор; *9* — вода и углеводороды; *10* — теплообменник; *11* — сухой газ.

уменьшает срок службы твердого поглотителя, а менее высокая приводит к снижению поглотительной способности адсорбента.

Сопротивление, оказываемое слоем зернистого поглотителя потоку газов и жидкостей, было изучено Алленом (Allen) [XVI. 1], а также Амеро (Amero) и другими [XVI.2]. Кривая, полученная Амеро, воспроизводится на рис. XVI. 24. Для пересчета размера частиц в мешах в *мм* можно воспользоваться табл. XVI. 1.

Таблица XVI. 1

Пересчет размера частиц твердого адсорбента в мешах в показатели среднего диаметра частиц [XVI. 2]

Размер частиц в мешах	Средний диаметр частиц в *мм*
2/4	3,96
4/8	2,77
8/16	1,12

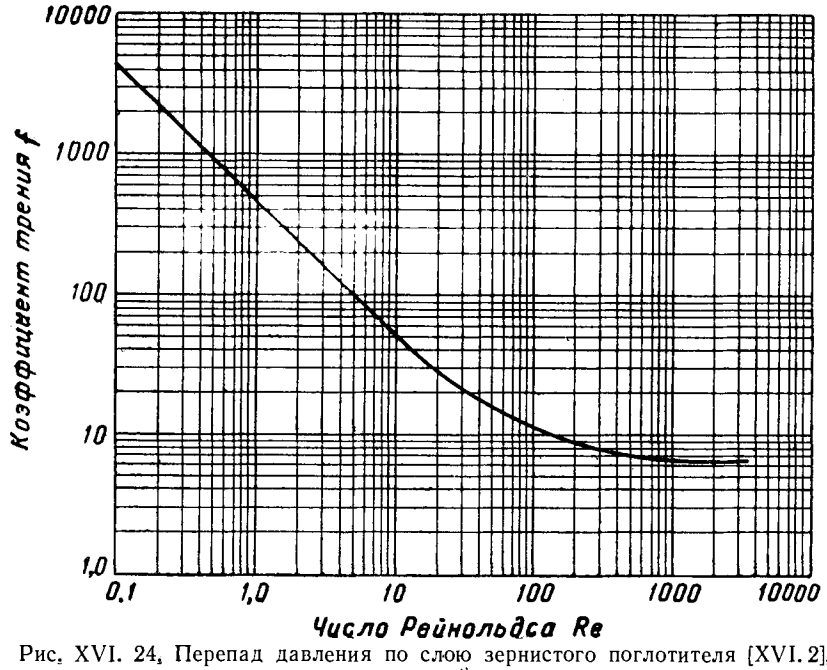


Рис. XVI. 24, Перепад давления по слою зернистого поглотителя [XVI. 2],

$$\Delta p = 0{,}029\frac{fG_0^2L}{D_p g\rho},$$

где Δp — перепад давления по слою в *кГ/см²*; D_p — средний диаметр частицы в *м*; g — ускорение, вызванное силой тяжести, 9,8 *м/сек²*; G_0 — поверхностная массовая скорость в *кг/м²·сек*; L — толщина слоя адсорбента в *м*; f — коэффициент трения; ρ — средняя плотность потока в *кг/м³*.

Не все твердые поглотители имеют одинаковый коэффициент шероховатости, но по коэффициенту трения различные поглотители лишь незначительно отличаются друг от друга [XVI. 5]. Перепад давления для газа удельного веса 0,677 при использовании адсорбентов двух размеров показан на рис. XVI. 25 [XVI. 2].

В вертикальных колоннах для предотвращения подъема поглотителя при колебании давления в системе принято пропускать газ сверху вниз.

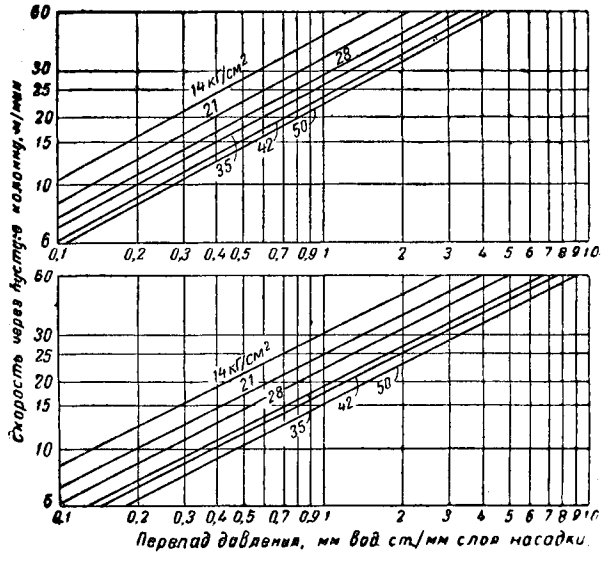


Рис. XVI. 25. Перепад давления через слой адсорбента для газа удельного веса 0,677 [XVI. 2].

Чтобы сохранить водопоглотительную способность, адсорбент должен быть химически инертным по отношению к компонентам природного газа. Во избежание смещений слоя адсорбента после загрузки его в адсорбер изменение объема поглотителя при изменении температуры и степени осушения должно быть небольшим.

Периодические расширение и сжатие способствуют растрескиванию частиц поглотителя. Поглотитель заменяют через каждые 2—5 лет. При осаждении масел или посторонних примесей у входа в колонну поглотитель заменяют чаще.

3. ПАРАМЕТРЫ ПРОЦЕССА ОСУШКИ ТВЕРДЫМ ПОГЛОТИТЕЛЕМ

Параметры процесса, учитываемые при расчете установок осушки газа твердым поглотителем, определяются рассмотренными выше свойствами поглотителей и экономическими соображениями.

Там, где экономия производственных площадей не имеет решающего значения, лучше применять горизонтальные адсорберы с поперечным движением газа вокруг перегородки (рис. XVI. 26) [XVI. 7]. Таким образом уменьшается перепад давления по слою и обеспечивается большая маневренность благодаря размещению адсорбента в отдельных отсеках, которые можно изолировать друг от друга. При расчете промышленных адсорберов применяют асимптотическую величину водопоглотительной способности в 5—7%, хотя имеются сообщения о разработке нового адсорбента, способного поглощать 12% (по весу) воды [XVI. 16].

При использовании в качестве поглотителя активированной окиси алюминия в тех случаях, когда температура контакта превышает 32° С, величину водопоглотительной способности необходимо несколько скор-

ректировать. Температура на входе в абсорбер бывает на 1—3° С выше температуры основного газового потока вследствие повторной подачи газа, который был ранее использован для регенерации адсорбента. Это и следует ожидать, поскольку для регенерации используют 5—15% общего количества обрабатываемого газа. Примерно $^2/_3$ тепла расходуется на нагрев адсорбера и находящегося в нем поглотителя. Типичная кривая температуры во время цикла регенерации приведена на рис. XVI. 27. Если для регенерации используется нагретый природный газ, тепловая нагрузка складывается из следующих элементов: 1) теплосодержания адсорбера и твердого поглотителя; 2) теплосодержания регенерационного газа; 3) теплоты десорбции воды; 4) потери теплоты в окружающую среду.

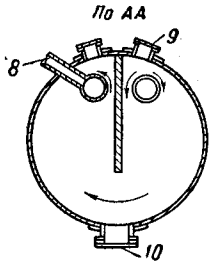
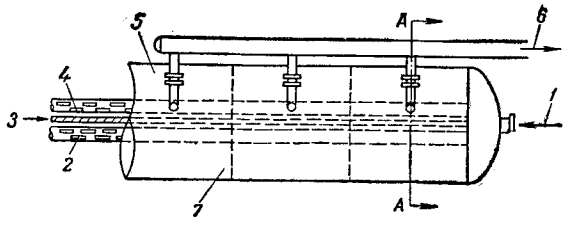


Рис. XVI. 26. Схема горизонтального адсорбера [XVI. 7].
1 — вход газа; *2* — коллектор для входящего газа; *3* — перегородка; *4* — коллектор для выходящего газа; *5* — фланцы с отверстиями; *6* — выход газа; *7* — перегородки камер; *8* — газ в коллектор; *9* — люки для засыпки поглотителя; *10* — отверстие для спуска жидкости из поглотителя. Внутренние коллекторы покрыты сплавом (монель-металлом); адсорбер полностью заполнен поглотителем.



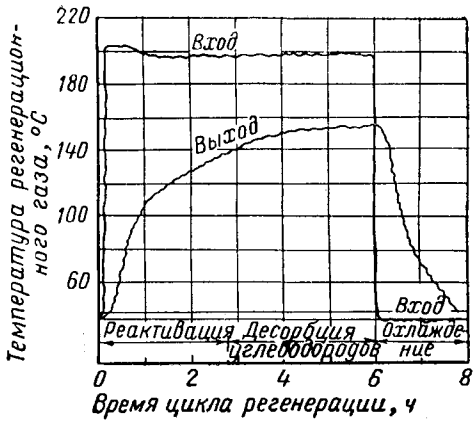


Рис. XVI. 27. Кривая температуры во время цикла регенерации.

Во время цикла нагрева, если в качестве регенерационного агента используется природный газ, скорость теплопередачи

$$\frac{Q}{t} = \frac{1}{t}[M_v C_{pv}(T_2 - T_1) + M_d C_{pd}(T_2 - T_1) + M_g(C_{pg})(T_2 - T_1) + M_w \Delta H + \text{потери тепла}], \quad \text{(XVI. 2)}$$

где Q/t — скорость теплопередачи в *ккал/ч*; t — продолжительность цикла нагрева в *ч*; M_v — масса адсорбера в *кг*; C_{pv} — удельная теплоемкость материала, из которого изготовлен адсорбер, в *ккал/кг* · °С; T_2 — температура адсорбера при условии регенерации в °С; T_1 — температура адсорбера в начале цикла в °С; M_d — масса поглотителя в *кг*; C_{pd} — удельная теплоемкость поглотителя в *ккал/кг* · °С; M_g — масса газа, используемого в нагревательный период регенерационного цикла, в *кг*; C_{pg} — удельная теплоемкость природного газа в *ккал/кг* · °С; M_w — масса воды, поглощенной во время цикла, в *кг*; ΔH — теплота десорбции воды, равная 610 *ккал/кг*. Потери тепла равны общей сумме потерь тепла во время цикла регенерации в *ккал*.

Для изолированных адсорберов потери тепла не должны превышать 10% тепла, требуемого для адиабатического процесса.

При определении размеров сепараторов и теплообменников, показанных на рис. XVI. 23, важно учесть то обстоятельство, что бо́льшая часть воды десорбируется примерно за один первый час, а не равномерно в течение всего нагревательного периода регенерационного цикла. Средняя температура газа на выходе из регенератора равна 121° С, что несколько ниже максимальной температуры регенерации.

§ 3. ОБЕЗВОЖИВАНИЕ ЖИДКОСТЕЙ

Обезвоживание жидкостей обусловливается теми же причинами, которые обусловливают осушку газов. Однако техника промышленного обезвоживания жидкостей достаточно отлична от техники осушки газов и заслуживает специального рассмотрения. Для обезвоживания жидких легких углеводородов чаще всего применяют адсорбцию и фракционную перегонку. Переменное водосодержание легких углеводородных продуктов обусловливает особенно широкое применение адсорбционного метода осушки.

1. ПРОЦЕССЫ АДСОРБЦИОННОЙ ОСУШКИ

Кемпбелл и Лоуренс (Campbell and Laurence) [XVI. 6] различают четыре метода адсорбционной осушки, отличающиеся друг от друга способом регенерации отработанного поглотителя:

1) закрытые системы с применением парообразного продукта;
2) закрытие системы с применением водяного пара;
3) открытые системы с применением парообразного продукта;
4) открытые системы с применением водяного пара.

Закрытыми называются системы, в которых нагревающий агент не находится в прямом контакте с адсорбентом. Во время регенерации жидкие продукты, удерживаемые частицами поглотителя после выпуска жидких углеводородов из его слоя, образуют главный источник регенерационного газа. В открытых системах источником тепла является либо перегретый водяной пар, либо, что предпочтительнее, горячие газы, находящиеся в непосредственном контакте со слоем поглотителя.

Предварительным условием любого процесса осушки является удаление свободной воды. Но даже самый

эффективный сепаратор не может обеспечить удаление всей свободной воды из углеводородной жидкости. В среднем 20% общего влагосодержания составляет свободная вода.

При подготовке жидких легких углеводородов к транспортировке по продуктопроводу принято снижать влажность до величины, меньшей, чем концентрация насыщения при самой низкой температуре в магистрали. По техническим условиям для пропана, принимаемого для транспортировки по трубопроводу, предусматривается обычно содержание не более 17—30 частей воды на тысячу.

Количество адсорбента, необходимого для данной установки, определяется его поглотительной способностью в присутствии легких углеводородов; адсорбент должен обеспечить полное удаление воды из сырья. Целесообразнее всего определить влажность сырья на основе результатов измерения. Исходной величиной может служить содержание воды в легких углеводородах в условиях насыщения, взятое по рис. V. 18 или V. 19, умноженное на коэффициент 1,25 с целью учета содержания свободной воды. Это и есть расчетная влажность сырья, выходящего из водоотбойного сепаратора. Время контакта равно 2—3 *мин*, хотя при лабораторных испытаниях для обезвоживания бензина достаточным оказалось время контакта в 3 *сек* [XVI. 12].

2. ОБЕЗВОЖИВАНИЕ ЖИДКОСТЕЙ ПЕРЕГОНКОЙ

Системы жидкость — жидкий газ, обнаруживающие ограниченную смешиваемость с водой, можно осушить перегонкой при условии, что концентрация воды в загрузочном сырье меньше концентрации водонасыщения легкого углеводорода или близка к ней. Например, перегонка, проведенная в интервале $L_2 - V$ (рис. V. 1), приведет к осушке углеводородной жидкой фазы и к переводу воды в парообразную фазу. Схема обезвоживающей фракционирующей колонны, в которой вода выводится с верхним продуктом, а нижним продуктом являются обезвоженные углеводороды, показана на рис. XVI. 28. Для расчета числа теоретических тарелок, необходимого для осуществления желательной осушки, можно воспользоваться вычисленными или экспериментально установленными величинами констант равновесия

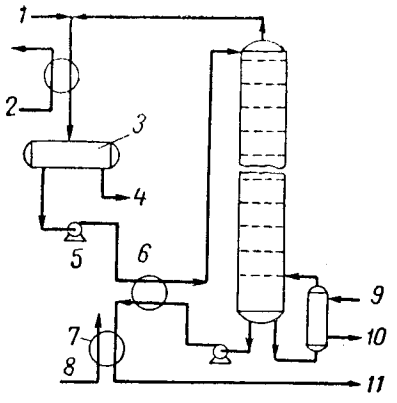


Рис. XVI. 28. Процесс обезвоживания жидких углеводородов перегонкой [V. 30].
1 — парообразный влажный углеводород; *2* — вода; *3* — отстойник для влажного углеводорода; *4* — спуск воды; *5* — влажный углеводород из отстойника; *6* — теплообменник; *7* — холодильник; *8* — охлаждающая вода; *9* — подача пара; *10* — выход конденсата; *11* — обезвоженный жидкий углеводород.

для воды в легких углеводородах. Однако рациональность применения концепции теоретической тарелки уменьшается тем обстоятельством [V. 30], что общая эффективность тарелки в данном случае будет порядка 4—8%. Число теоретических тарелок может составить 1 или 2, в то время как в действительности колонна должна будет иметь до 30 тарелок.

Перегонка сводится по существу к выпариванию, поскольку подача сырья осуществляется у самого верха колонны. Джестер (Gester) [V. 30] сообщил, что при осушке гексанов коэффициент десорбции составляет 0,16—0,24 *кг* поднимающегося пара на 1 *кг* опускающейся жидкости.

§ 4. ЭКОНОМИЧЕСКИЕ ПОКАЗАТЕЛИ ОСУШКИ ПРИРОДНОГО ГАЗА

Экономичность того или иного метода осушки природного газа лучше всего можно определить калькуляцией первоначальных и эксплуатационных расходов для соответствующей установки. Наиболее выгодной с точки зрения первоначальной стоимости и эксплуатационных затрат является осушка гликолем [XVI. 8] (рис. XVI. 29 и XVI. 30). По данным Кемпбелла в 1952 г. эксплуатационные расходы при осушке триэтиленгликолем составляли от 7 до 14 долл., а при осушке твердым поглотителем — от 21 до 42 долл. на 1 млн. $м^3$ газа. Тем не менее, несмотря на более высокую стоимость, вследствие простоты эксплуатации часто выбирают установки с твердым поглотителем (особенно при больших колебаниях влажности и расхода газа). Важными факторами

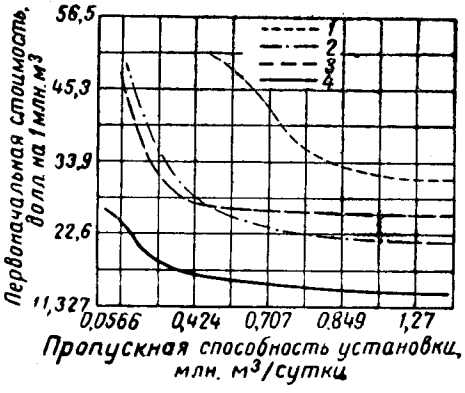


Рис. XVI. 29. Удельная первоначальная стоимость различных установок осушки газа при давлении 70 *ат* [XVI. 8].
1 — твердый поглотитель (адсорбция — 5%); *2* — инжекция гликоля; *3* — расширение — охлаждение; *4* — абсорбция триэтиленгликолем.

являются гибкость установок в работе и обеспечение неизменно полного удаления жидкостей из обрабатываемого газа.

Если нужно довести влажность до очень небольшой величины (в частности, для тех процессов, которые идут при температурах ниже —45° С), всегда применяют твердые поглотители, по крайней мере для последней ступени обезвоживания. Для одновременного удаления из газа, выходящего из скважины, воды и жидких углеводородов в условиях небольшого перепада давления требуется инжекция гликоля. Осушать газы при помощи твердых поглотителей можно при более высоких температурах, чем жидкие.

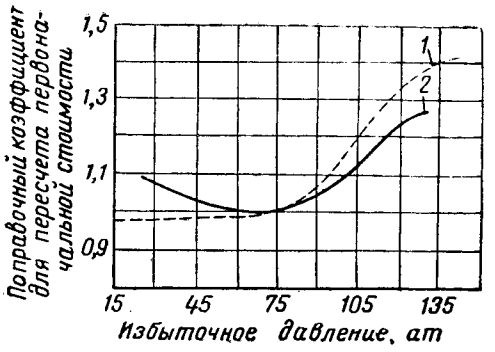


Рис. XVI. 30. Зависимость первоначальной стоимости установок газоосушки от рабочего давления [XVI. 8].
1 — твердый поглотитель; *2* — гликоль.

§ 5. ОЧИСТКА ПРИРОДНОГО ГАЗА ОТ СЕРОВОДОРОДА И УГЛЕКИСЛОТЫ

Во многих природных газах содержится сероводород H_2S от едва уловимого количества до 30% мол. и более. Природный газ, предназначенный для поставки потребителям, должен соответствовать обязательным стандартам, которые обусловливают максимальное содержание H_2S в количестве 0,23—0,58 *г* на 100 $м^3$. Столь жесткие требования вполне оправданы, поскольку H_2S является ядовитым газом, а при его сгорании образуются двуокись SO_2 или триокись SO_3 серы.

Удаление сероводорода из природного газа сопровождается удалением двуокиси углерода (если таковая содержится в газе), поскольку CO_2 по своему кислотному характеру сходен с H_2S. Удаление из поступающего в трубопровод газа H_2S и CO_2 значительно снижает его коррозийность, что особенно важно при возможности образования в трубопроводе конденсата воды.

1. ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К ПРОЦЕССУ ОЧИСТКИ ГАЗА

Процесс очистки газа, экономически пригодный для газовой промышленности, должен обеспечивать: 1) практически полное удаление H_2S; 2) обработку больших количеств газа; 3) проведение очистки при высоком давлении.

Имеется много процессов, которые могут удовлетворить этим требованиям. Некоторые из этих процессов с успехом применялись в химической и газоперерабатывающей промышленности и были усовершенствованы в последнее время. Их можно разделить на процессы с регенерацией и без регенерации поглотителей.

Процессы, не обеспечивающие возможность регенерации поглотителей, нельзя применять для удаления больших количеств кислых газов. В определенных условиях процессы без регенерации поглотителя, как, например, очистку известковым молоком (взвесью $Ca(OH)_2$, абсорбцию раствором каустической соды, марганцовокислого калия или буферным раствором двухромовокислого натрия и сернокислого цинка, можно применять для тонкой очистки газа от H_2S после грубой иными методами. При помощи этих процессов снижается содержание H_2S до уровня, недостижимого при использовании процессов с регенерацией.

Среди процессов с регенерацией, используемых для удаления кислых газов, необходимо назвать прежде всего процесс «Гирботол», в котором в качестве абсорбента применяются водные растворы органических аминов [XVI. 29, XVI. 43, XVI. 58]. Имеются варианты процесса «Гирботол», обеспечивающие одновременное удаление воды и сероводорода из газа [XVI. 32], а также избирательное поглощение H_2S из газов, содержащих углекислоту [XVI. 40].

В других процессах с регенерацией применяются следующие поглотители: 1) вода; 2) водный раствор углекислого натрия (процесс «Сиборд») [XVI. 64]; 3) сухая окись железа [XVI. 62]; 4) водный раствор тиомышьяковокислого натрия или аммония (процесс «Тайлокс») [XVI. 53]; 5) водный раствор трехзамещенного фосфорнокислого калия (процесс Шелл) [XVI. 45]; 6) водный раствор фенолата натрия [XVI. 63]; 7) водный раствор углекислого натрия и окиси железа [XVI. 45]; 8) горячий водный раствор углекислого натрия [XVI. 27].

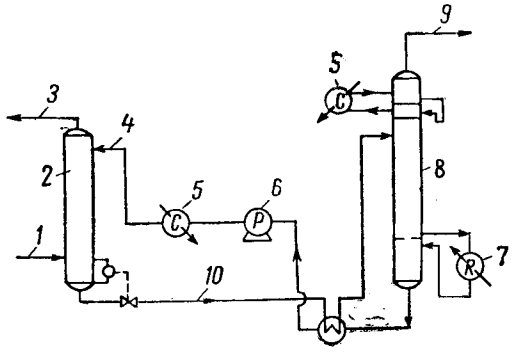


Рис. XVI. 31. Технологическая схема очистки газа от H_2S и CO_2 раствором амина.
1 — газ, содержащий H_2S и CO_2; *2* — абсорбер; *3* — очищенный газ; *4* — ненасыщенный раствор амина; *5* — компрессор; *6* — насос; *7* — расширительная машина; *8* — регенератор; *9* — кислый газ; *10* — богатый раствор амина.

Бо́льшая часть этих процессов не выдерживает конкуренции с процессом «Гирботол», за исключением специальных случаев очистки. Горячий водный раствор углекислого натрия имеет некоторые преимущества при обработке природного газа с очень высоким содержанием кислых газов. Весьма экономичным обещает стать новый процесс, основанный на реакции SO_2 с H_2S в присутствии гликолевого раствора с образованием элементарной серы [XVI. 58а].

Хотя этот раздел будет посвящен в основном очистке природного газа от сероводорода при помощи водных растворов органических аминов, кратко изложенные общие теоретические данные об одновременной абсорбции и химической реакции относятся и ко многим другим перечисленным выше процессам. Один из вариантов очистки природного газа от сероводорода раствором амина показан на рис. XVI. 31.

2. КОНСТАНТЫ РАВНОВЕСИЯ И ФИЗИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ВОДНЫХ РАСТВОРОВ АМИНА

Системы, образуемые кислыми газами с водными растворами этаноламинов, по своему фазовому поведению и кинетическим качествам обеспечивают почти полное отделение кислых газов от инертных в многоступенчатых контактных колоннах. Фазовое распределение кислых газов в водных растворах амина таково, что эти растворы имеют высокую способность поглощать кислые газы вследствие химических реакций, создавая в тоже время очень низкое равновесное давление паров. Другое требование, которому также удовлетворяют аминовые растворы, состоит в обратимости равновесия между фазами при более высокой температуре, что позволяет регенерировать и повторно использовать раствор.

Органические этаноламины представляют класс органических соединений, который можно применять для практически полного удаления H_2S и CO_2 из «инертных газов», как, например, природных газов. В табл. XVI. 2 приведены физические свойства, а в табл. XVI. 3 [XVI. 30] химические формулы и некоторые физические константы моно-, ди- и триэтаноламина — трех аминов, которые применяют в настоящее время. Табл. XVI. 3 представляет собой сводку имеющихся в литературе данных о равновесной упругости паров кислых газов в различных системах, состоящих из кислых газов, органических аминов и воды. Эти данные относятся в основном к системам углекислота — амин, хотя некоторые данные относятся и к системам, содержащим H_2S. Достаточно взглянуть на таблицу, чтобы убедиться в недостатке данных о равновесиях систем кислый газ — водный раствор амина при высоких температурах. Этот недостаток равновесных и термодинамических данных и показателей, характеризующих скорость протекающих процессов, создает большие затруднения при расчетах, связанных с десорбцией (регенерацией) раствора. Данные Риггера и других о растворимости H_2S в водных растворах моноэтаноламина при различных уровнях парциального давления, температуры и мольной кон-

Таблица XVI. 2

Физические свойства аминов [XVI. 30]

Наименование	МЭА*	ДЭА**	ТЭА***
Молекулярный вес	61,08	105,14	149,19
Кажущийся удельный вес при 20° С	1,0179	1,0919	1,1258
Удельный вес/ΔT	0,00078	0,00064	0,00054
Температура кипения, °С: при 760 *мм рт. ст.*	171	Разлагается	358
» 50 » » »	100	187	244
» 10 » » »	69	150	208
Упругость паров при 20° С, *мм рт. ст.*	0,4	0,01	0,01
Температура замерзания, °С	10,5	28,0	21,2
Растворимость при 20° С, % вес:			
в H_2O	Полная	96,4	Полная
H_2O в амине	»	96,4	»
Абсолютная вязкость при 20° С, *спз*	24,1	380	1013
Показатель преломления при 20° С	1,4544	1,4747	1,4852
Теплота испарения, *ккал/кг*	197	158	128

* МЭА — моноэтаноламин.
** ДЭА — диэтаноламин.
*** ТЭА — триэтаноламин.

Таблица XVI. 3

Данные о растворимости кислых газов в аминах при равновесии и их источники

Система*	Интервал температур, °С	Интервал парциального давления кислого газа	Литература
CO_2 — ДЭА — H_2O	25—55	0—760 *мм рт. ст.*	XVI.29
CO_2 — ТЭА — H_2O	25—55	0—760 » » »	XVI.29
CO_2 — МЭА — H_2O	0—75	1—760 » » »	XVI.52
CO_2 — ДЭА — H_2O	0—75	10—760 » » »	XVI.52
CO_2 — ТЭА — H_2O	0—75	1—760 » » »	XVI.52
CO_2 — МЭА — H_2O	25—60	25—700 » » »	XVI.59
CO_2 — МЭА — H_2O	25—75	2,5—41 *ат*	XVI.51
CO_2 — ДЭА — H_2O	25—75	2,5—41 »	XVI.51
CO_2 — H_2S — МЭА — H_2O	15—50	0,050—66 *мм рт. ст.*	XVI.48
CO_2 — H_2S — ДЭА — H_2O	15—50	0,30—312 » » »	XVI.48
CO_2 — МЭА	25—70	2—42 *ат*	XVI.26
CO_2 — МЭА	60—140	2—42 »	XVI.41
CO_2 — МЭА	100—140	1,5—15 »	XVI.37
CO_2 — H_2S — МЭА	25—100	0—1 »	XVI.52а

* МЭА — моноэтаноламин; ДЭА — диэтаноламин; ТЭА — триэтаноламин.

центрации H_2S приведены в табл. XVI. 4 [XVI. 59] и на рис. XVI. 32, XVI. 33 и XVI. 34. Равновесные изотермы для CO_2 в водных растворах, содержащих 12,3—20,90% (по весу) амина, приведены на рис. XVI. 35—XVI. 37 [XVI. 52]. Положение изотерм, выражающих растворимость CO_2 при различных парциальных давлениях CO_2, значительно меняется в зависимости от температуры. Для данной изотермы самое большое влияние концентрации жидкой фазы наблюдается в интервале низких парциальных давлений CO_2.

Таблица XVI. 4

Данные о фазовом равновесии системы сероводород — моноэтаноламин — вода [XVI. 59]

Число молей H_2S на 1 *моль* амина для растворов моноэтаноламина, скорректированное на идентичную величину молярности амина

Парциальное давление H_2S, *мм рт. ст.*	Мольность амина						
	0.6	1.0	1,5	2.0	3,0	4.0	5,0
При 25° С							
700	1,148	1,086	1,050	1,033	1,011	0,998	0,991
600	1,126	1,072	1,041	1,025	1,004	0,991	0,984
500	1,101	1,058	1,032	1,016	0,996	0,980	0,974
400	1,080	1,042	1,020	1,006	0,985	0,971	0,963
300	1,053	1,022	1,002	0,990	0,970	0,955	0,945
200	1,027	0,998	0,979	0,966	0,946	0,931	0,918
100	0,986	0,956	0,934	0,919	0,893	0,870	0,852
50	0,934	0,902	0,876	0,856	0,819	0,784	0,758
25	0,866	0,833	0,802	0,777	0,730	0,687	0,643
При 45° С							
700	1,124	1,051	1,011	0,988	0,958	0,940	0,927
600	1,097	1,033	0,966	0,975	0,948	0,928	0,914
500	1,070	1,012	0,980	0,960	0,934	0,913	0,899
400	1,045	0,993	0,961	0,943	0,918	0,897	0,880
300	1,011	0,967	0,939	0,921	0,891	0,869	0,850
200	0,971	0,929	0,900	0,880	0,846	0,819	0,800
100	0,908	0,854	0,826	0,795	0,748	0,714	0,684
50	0,026	0,782	0,742	0,706	0,648	0,601	0,564
25	0,731	0,686	0,631	0,601	0,533	0,487	0,453
При 60° С							
700	1,083	1,040	0,998	0,968	0,934	0,909	0,891
600	1,056	1,011	0,970	0,944	0,910	0,884	0,865
500	1,027	0,984	0,945	0,916	0,880	0,858	0,837
400	0,995	0.952	0,912	0,885	0,848	0,821	0,801
300	0,960	0,916	0,876	0,847	0,810	0,778	0,753
200	0,908	0,863	0,822	0,793	0,751	0,714	0,683
100	0,811	0,757	0,708	0,674	0,624	0,581	0,547
50	0,694	0,634	0,576	0,532	0,474	0,425	0,386
25	0,551	0,490	0,433	0,388	0,331	0,291	0,285

Предполагаемые общие реакции между кислыми газами и моноэтаноламином таковы.

Для CO_2

$$2HOCH_2CH_2NH_2 + H_2O + CO_2 \rightleftarrows (HOCH_2NH_3)_2CO_3, \quad \text{(XVI. 3)}$$

$$(HOCH_2CH_2NH_3)_2CO_3 + H_2O + CO_2 \rightleftarrows 2\,HOC_2CH_2NH_3HCO_3. \quad \text{(XVI. 4)}$$

Для H_2S

$$2HOCH_2CHNH_2 + H_2S \rightleftarrows (HOCH_2CH_2NH_3)_2S + H_2S \rightleftarrows \quad \text{(XVI. 5)}$$

$$2HOCH_2CH_2NH_3HS. \quad \text{(XVI. 6)}$$

Можно предположить, что при данных температуре и концентрации амина соотношение между бикарбонатной и карбонатной формой увеличивается по мере повышения равновесного парциального давления CO_2. Аналогично этому высокие парциальные давления H_2S повышают концентрацию сульфгидрата амина. Стехиометрическая величина, выражающая полное химическое превращение аминов, при высоких парциальных давлениях кислых газов может быть превышена, потому что в этих случаях химическая реакция дополняется «физическим» растворением [XVI. 46, XVI. 51].

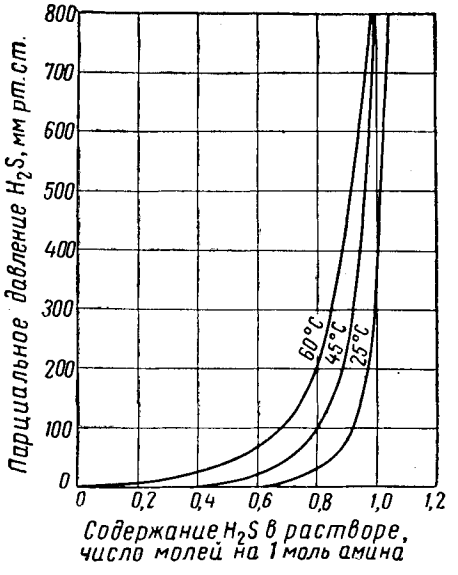


Рис. XVI. 32. Парциальное давление H_2S из двухмолярного раствора моноэтаноламина, содержащего 10,9% вес. амина [XVI. 59].

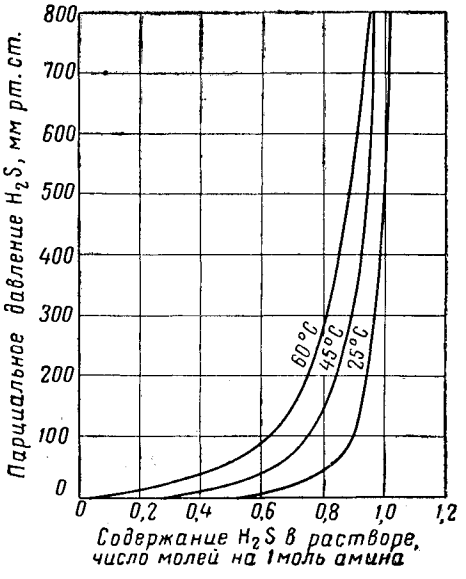


Рис. XVI. 33. Равновесное давление H_2S из трехмолярного раствора моноэтаноламина, содержащего 15,5% вес. амина [XVI. 59].

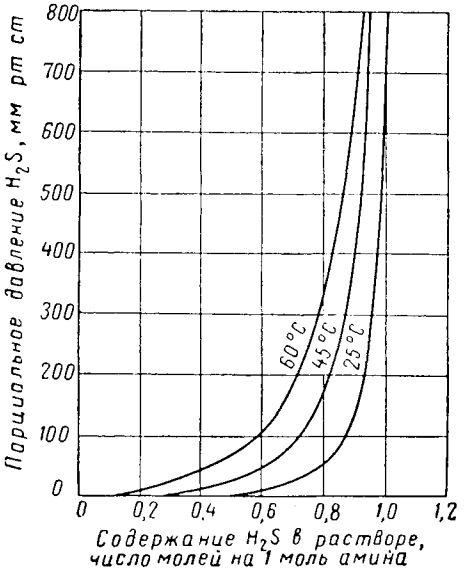


Рис. XVI. 34. Равновесное давление H_2S из четырехмолярного раствора моноэтаноламина, содержащего 19,7% вес. амина [XVI. 59].

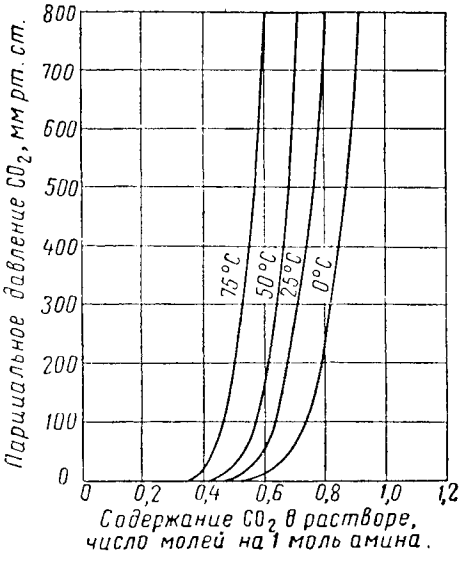


Рис. XVI. 35. Равновесное давление CO_2 из двухмольного раствора моноэтаноламина, содержащего 12,3% вес. амина [XVI. 52].

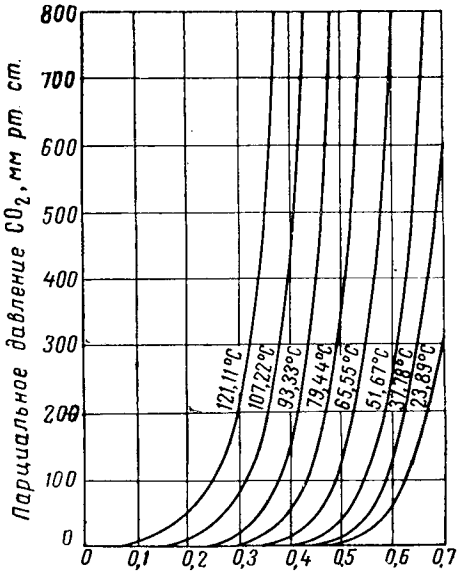


Рис. XVI. 36. Равновесное давление CO_2 из 15% вес. раствора моноэтаноламина [XVI. 45, XVI. 52].

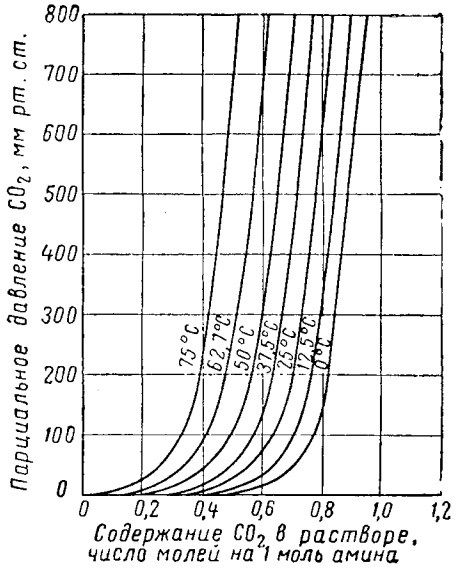


Рис. XVI. 37. Равновесное давление CO_2 из двухмольного раствора диэтаноламина, содержащего 20,6% вес. амина [XVI. 52].

Растворимость смесей CO_2 и H_2S была изучена Лейбушем и Шнеерсоном (Leibush and Shneerson) [XVI. 48]. Общая растворимость H_2S и CO_2 в смеси оказалась несколько ниже растворимости любого из этих газов при низких парциальных давлениях кислого газа.

Данные о фазовом равновесии для систем вода — амин, которые можно применять для расчетов, связанных с отделением воды от амина в орошаемой части десорбера, приведены на рис. XVI. 38 и XVI. 39.

Данные о плотности водных растворов амина приведены на рис. XVI.40 и XVI. 41, а показатели вязкости и теплопроводности — на рис. XVI. 42—XVI. 44. Изучая возможность применения чистого моноэтаноламина для удаления CO_2 из инертных газов, Чемберс и Уолл [XIII. 8] нашли, что продуктами реакции между CO_2 и моноэтаноламином являются жидкости, вязкость которых широко колеблется в зависимости от температуры и концентрации CO_2.

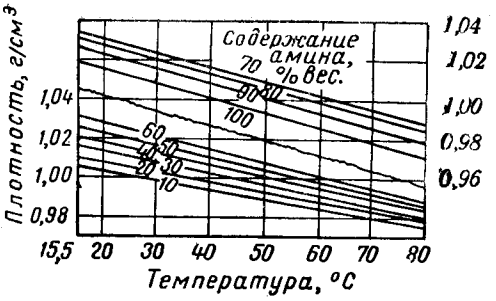


Рис. XVI. 40. Плотность водных растворов моноэтаноламина [XVI. 38].

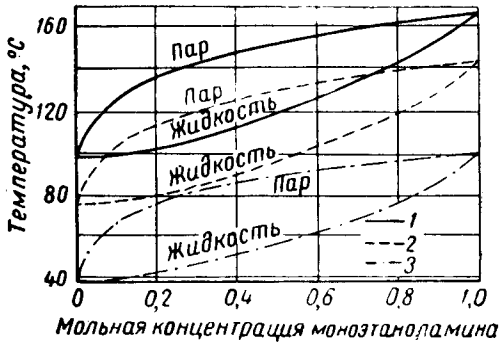


Рис. XVI. 38. Фазовый состав водных растворов моноэтаноламина [XVI. 38].
Давление, *мм рт. ст.*: *1* — 700; *2* — 300; *3* — 50.

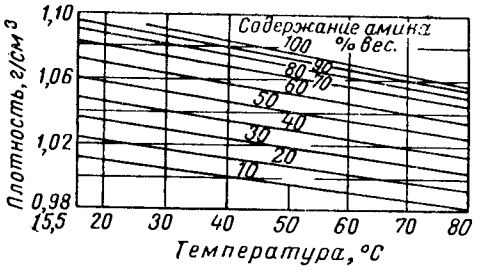


Рис. XVI. 41. Плотность водных растворов диэтаноламина [XVI. 38].

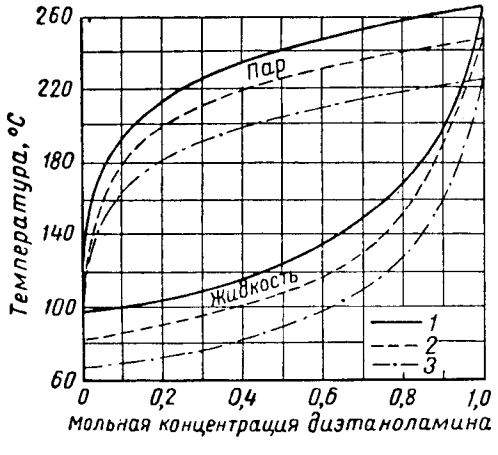


Рис. XVI. 39. Фазовый состав водных растворов диэтаноламина [XVI. 38].
Давление, *мм рт. ст.*: *1* — 700; *2* — 400; *3* — 200.

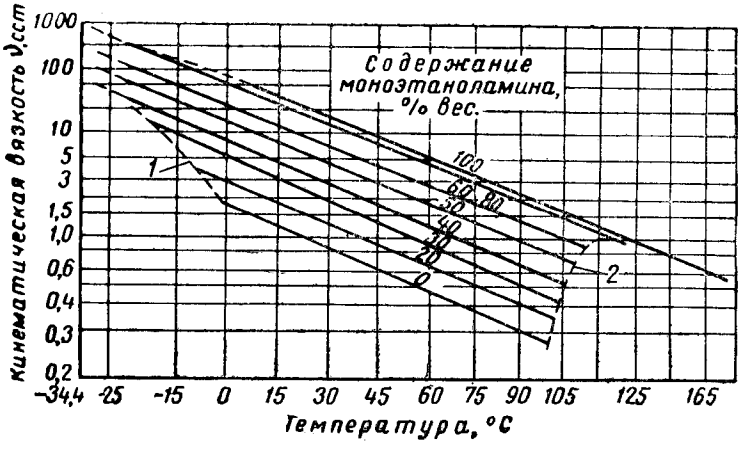


Рис. XVI. 42. Вязкость водных растворов моноэтаноламина [XVI. 30].
1 — кривая температуры замерзания; *2* — кривая температуры кипения. Абсолютная вязкость $\mu = \nu\rho$; *спз* — *сст* · *г/см*³ .

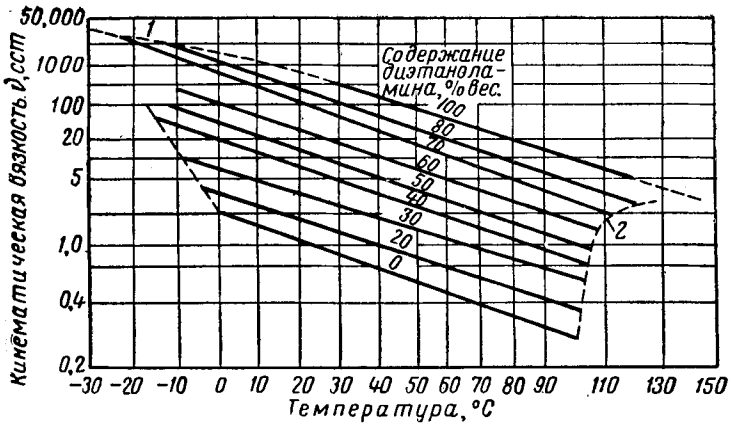


Рис. XVI. 43. Вязкость водных растворов диэтаноламина [XVI. 30].

1 — кривая температуры замерзания; *2* — кривая температуры кипения.

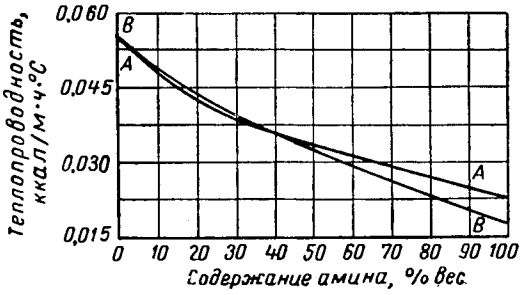


Рис. XVI. 44. Теплопроводность водных растворов моно- и диэтаноламина при 35° С [XVI. 30].

А — моноэтаноламин; *В* — диэтаноламин.

3. ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИЕ ПОКАЗАТЕЛИ

Термодинамические показатели необходимы для расчета скоростей процессов, а также для составления тепловых и материальных балансов. Теплота парообразования растворов моно- и диэтаноламина приведена на рис. XVI. 45 [XVI. 38], а удельная теплоемкость их водных растворов — на рис. XVI. 46 [XVI. 30].

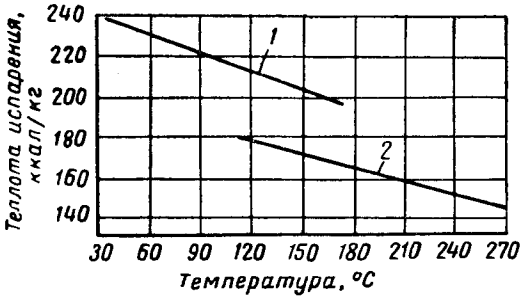


Рис. XVI. 45. Скрытая теплота испарения растворов моно- и диэтаноламина как чистых веществ (в пересчете на 100% амина).

1 — моноэтаноламин; *2* — диэтаноламин.

Имеющиеся в литературе данные о теплоте абсорбции CO_2 и H_2S очень немногочисленны [XVI. 28]. Расчеты абсорбции кислых газов в водных растворах моноэтаноламина — диэтиленгликоля [XVI. 44], произведенные на основе показателей теплоты абсорбции и температурного профиля колонны (рис. XVI. 47), показывают, что теплота абсорбции ограничивает допускаемую концентрацию моноэтаноламина в ненасыщенном растворе. При использовании растворов с высокой концентрацией амина теплота, выделившаяся во время химической реакции, может вызвать десорбцию кислых газов на каких-либо промежуточных тарелках в абсорбере. Людковская и Лейбуш (Lyudkovskaya and Leibush) [XVI. 51] рассчитали парциальную теплоту растворения CO_2 в водных растворах моно- и триэтаноламина и нашли, что она зависит от концентрации амина. Впоследствии Йоризан (Yorizane) [XVI. 66] произвел термодинамический анализ системы сероводород—моноэтаноламин

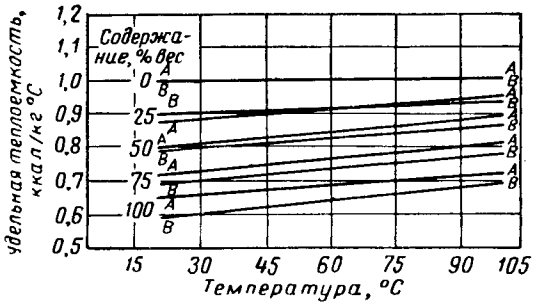


Рис. XVI. 46. Удельная теплоемкость водных растворов моно- и диэтаноламина [XVI. 30].

А — моноэтаноламин; *В* — диэтаноламин.

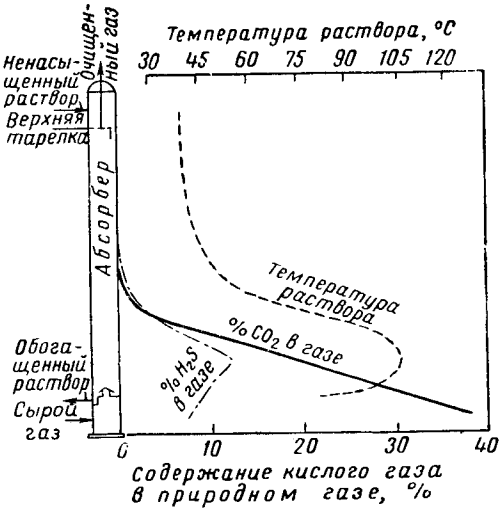


Рис. XVI. 47. Кривые состава газа и температуры в абсорбере во время очистки газа А-4 [XVI. 44].

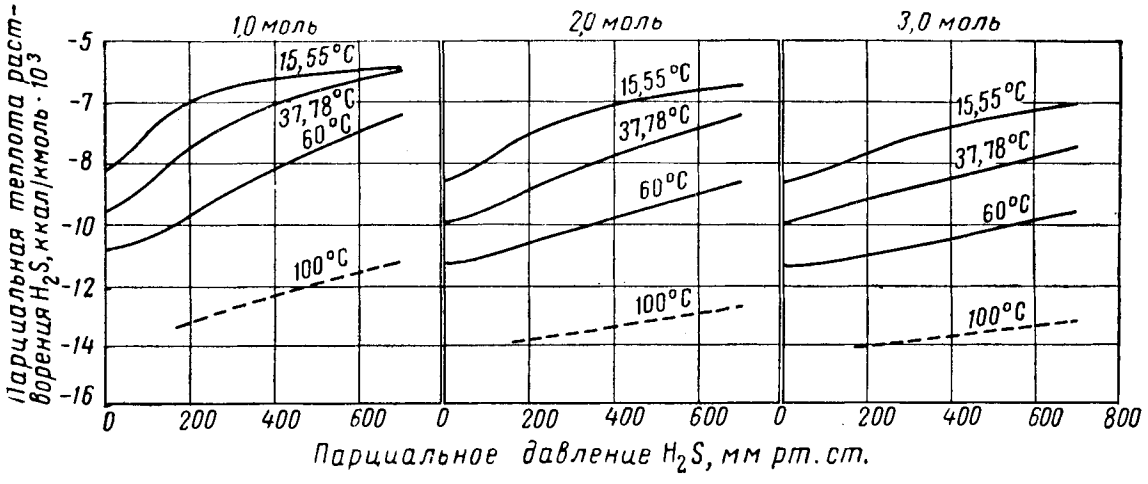


Рис. XVI. 48. Теплота растворения H_2S в растворах моноэтаноламина [XVI. 69].

с целью определения парциальной теплоты растворения H_2S в водных растворах моноэтаноламина. Хотя правильность этих данных не была подтверждена экспериментально, расчеты показывают, что парциальная теплота растворения H_2S в моноэтаноламине является ярко выраженной функцией температуры, концентрации амина и парциального давления H_2S в газовой фазе. Расчетные величины теплоты растворения как функции этих переменных показаны на рис. XVI. 48—XVI. 50. Поскольку обычно в аминовой установке равновесные условия вследствие ограничений, создаваемых скоростными эффектами, не достигаются, в качестве величины парциальной теплоты растворения H_2S при технологических расчетах рекомендуется применять величину парциальной теплоты растворения при нулевом парциальном давлении H_2S и при данных рабочей температуре и концентрации амина. Единственная экспериментально полученная величина парциальной теплоты растворения CO_2 в моноэтаноламине приводится Грегори и Шарманном (Gregory and Scharmann) [XVI. 43] и составляет 400 *ккал* на 1 *кг* поглощенного CO_2 Боттомс (Bottoms) [XVI. 28] сообщает, что в нормальных условиях работы абсорбера теплота растворения составляет 360 *ккал* на 1 *кг* поглощенной CO_2 и 284 *ккал* на 1 *кг* поглощенного H_2S.

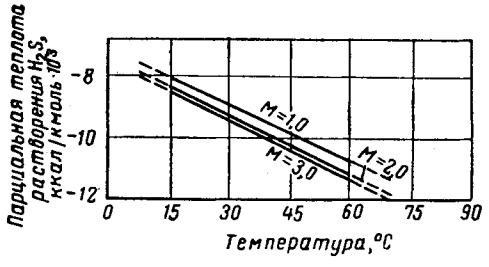


Рис. XVI. 49. Теплота растворения H_2S в растворе моноэтаноламина при парциальном давлении H_2S, равном нулю [XVI. 66].

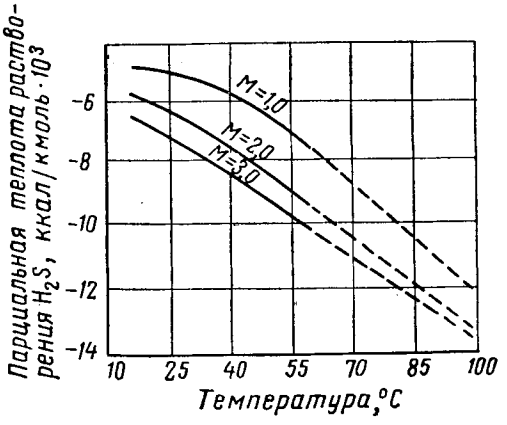


Рис. XVI. 50. Теплота растворения H_2S в растворах моноэтаноламина при парциальном давлении H_2S, равном 500 *мм рт. ст.* [XVI. 66].

4. РАСЧЕТЫ АБСОРБЦИИ

Ранее были представлены типовые равновесные соотношения для систем, состоящих из кислых газов, органических аминов и воды. При формальном расчете абсорберов — с насадкой или тарелочных — необходимо принимать во внимание скорость абсорбции. По опубликованным данным для установок, работающих с растворами моноэтаноламина, извлечение CO_2 составляет 0,9—1,5 *л/л* на 1% вес, моноэтаноламина. Степень извлечения определяется как разность между содержанием CO_2 в газе на входе и выходе из абсорбера. Для поддержания оптимальной вязкости, уменьшения коррозии и обеспечения теплоемкости, достаточной для поглощения высокой теплоты растворения кислых газов в растворе амина, концентрацию амина в поглощающем растворе обычно принимают в 10—30% вес. Абсорберы обычно

имеют 15—30 тарелок или эквивалентное количество насадки. Для уменьшения коррозии рекомендуется [XVI. 39, XVI. 60] поддерживать относительно небольшой поток жидкости в колоннах и трубопроводах и низкую температуру при регенерации.

Диаметры колонн с колпачковыми тарелками можно определить обычными методами. Принципы расчета колонн с насадкой были даны несколькими авторами [XVI. 49, XVI. 58]. В литературе имеются данные о скорости массопередачи при абсорбции CO_2 в водных растворах моно- и диэтаноламина в колоннах с насадкой [XVI. 34, XVI. 47].

Влияние типа амина на общий коэффициент поглощения для 1″ колонны с насадкой приведено в табл. XVI. 5. Следует отметить, что низкий коэффициент массообмена растворов триэтаноламина препятствует использованию их в обычных контактных установках.

Таблица XVI. 5

Относительное влияние амина на общий коэффициент поглощения для колонны с насадкой [XVI.47, XIII.37]

Расход жидкости 3400 *кг/ч·м²*; мольная концентрация CO_2 в газе 3—5%; в карбонат превращаются 5% амина; температура процесса 50° С

Амины	Коэффициент поглощения, *кмоль/ч·м³·ат*
2-мольный моноэтаноламин	110,5
2-мольный диэтаноламин	45,4
3-мольный триэтаноламин	4,74

На основании работы Кола (Kohl) [XVI. 46] можно рассчитать абсорбцию CO_2 водными растворами моноэтаноламина по отдельным тарелкам. Метод Кола будет кратко изложен здесь, поскольку при наличии экспериментальных данных об эффективности тарелок аналогичная методика может быть положена также в основу расчета абсорбции H_2S и смеси кислых газов и природных. Абсорбцию кислых газов в органических растворах следует рассматривать как процесс массообмена, при котором одновременно протекают абсорбция и химическая реакция. Равновесные соотношения характеризуются низким равновесным парциальным давлением реагирующего газа, что обеспечивает максимум проявления движущих сил и тем самым ускоряет и повышает степень абсорбции. В дополнение к созданию максимальной силы увлечения газовой фазы быстрое удаление кислых газов с поверхности раздела газ—жидкость при химической реакции приводит к повышению скорости массобмена [XVI. 55]. В результате общая скорость массообмена значительно выше скорости растворения CO_2 в воде [XVI. 65]. Однако CO_2 и H_2S медленно растворяются в водных растворах; несмотря на большую скорость химической реакции на поверхности раздела между газом и жидкостью, общий к. п. д. тарелок невелик (9—23%) [XVI. 55]. Установлено, что в типичных абсорберах, предназначенных для удаления CO_2, 85—95% общего сопротивления приходится на долю сопротивления в пленке жидкости. Вследствие низкого к. п. д. тарелок и совпадения линии равновесия с линией нулевого парциального давления производить расчет по равновесным ступеням не имеет смысла. Поэтому Коль использует эффективность действительных тарелок, выраженную показателем эффективности всей тарелки по пару, найденным по методу Мерфри. Этот показатель

$$E_{M_v} = \frac{y_{n+1} - y_n}{y_{n+1}}, \qquad \text{(XVI. 7)}$$

где E_{M_v} — эффективность всей тарелки по пару (по методу Мерфри); y_{n+1} — мольная концентрация кислого газа, поступающего на тарелку n (уходящего с тарелки $n+1$)); y_n — мольная концентрация кислого газа, уходящего с тарелки n.

Следует отметить, что эффективность по пару (по Мерфри), взятая в определенной точке, в цифровом выражении равна эффективности всей тарелки по пару (по Мерфри), поскольку равновесный состав газа, уходящего с данной тарелки, по существу такой же, что и в любой точке тарелки, а именно характеризуется нулевым содержанием CO_2 или H_2S.

Составленная Колем [XVI. 46] корреляция эффективности абсорбции CO_2 в водных растворах моноэтаноламина на отдельных тарелках, основана на следующих допущениях.

1. Упругость паров CO_2, находящейся в равновесии с моноэтаноламином, равна нулю.

2. Скорость абсорбции определяется сопротивлением пленки жидкости, несмотря даже на быстрое протекание химической реакции второго порядка.

3. Произведение площади поверхности контакта между фазами на общие коэффициенты газовой пленки изменяется прямо пропорционально концентрации амина и разности между концентрацией CO_2 в растворе и ее равновесной величиной и обратно пропорционально вязкости в степени 0,68.

4. Зависимость коэффициента сопротивления пленки газа от температуры и парциального давления можно выразить в виде простой показательной (экспоненциальной) функции.

5. Площадь контактной поверхности для данного газа является функцией одной лишь скорости движения газа через прорези.

Эмпирические коэффициенты, учитывающие влияние парциального давления и температуры и показатель степени вязкости, были определены на основании данных Лейбуша и Шнеерсона (Leibush and Shneerson) [XVI. 47]. Окончательная корреляция показана на рис. XVI. 51, а корреляция для поверхности раздела — на рис. XVI. 52.

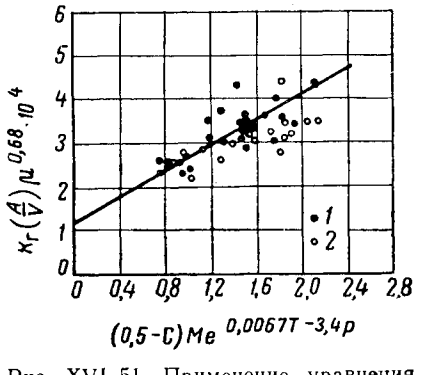


Рис. XVI. 51. Применение уравнения $K_д(A/V)$ для абсорбции CO_2 в тарелочных колоннах [XVI. 46].

$$K_г\left(\frac{A}{V}\right) = \frac{1{,}2\times 10^4}{\mu^{0,68}}\left[1 + 1{,}2\,(0{,}5 - C)Me^{\,0,0067T - 3,4p}\right]$$

1 — по всей колонне; *2* — по секциям из 4—8 тарелок.

В уравнении, приведенном на рис. XVI. 51, применены следующие условные обозначения:

$K_г$ — общий коэффициент пленки газа, *кмоль/ч·м²*; μ — вязкость в *спз*; C — концентрация CO_2 в растворе в числах молей на 1 моль моноэтаноламина; A — поверхность контакта тарелки в *м²* на 1 *м²* тарелки; M — мольная концентрация амина в растворе в *г/моль/л*;

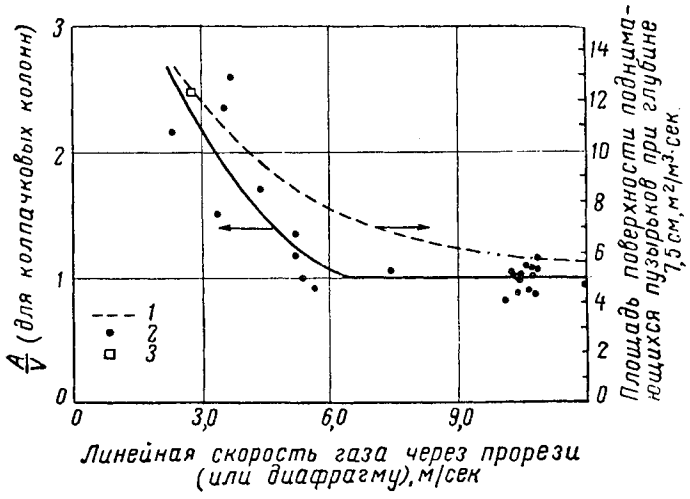


Рис. XVI. 52. Влияние скорости прохождения газа через прорези на поверхность раздела фаз в колпачковых колоннах [XVI. 46].

1 — данные Ван-Кревелена и Хоффейзера для диафрагм; *2* — абсорбер атмосферного давления; *3* — абсорбер, работающий при избыточном давлении 12,1 *ат*.

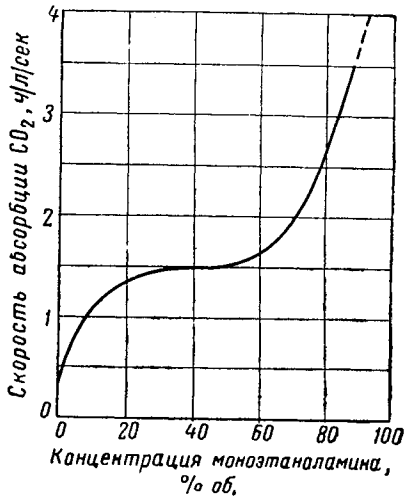


Рис. XVI. 53. Влияние концентрации моноэтаноламина на скорость абсорбции [XVI. 36].

T — температура в °С; p — парциальное давление кислого газа в *ат*; V — действительный объем газа в $м^3/ч$ на $м^2$ тарелки.

После этого эффективность тарелки по пару (по Мерфри) сопоставляется с общим коэффициентом пленки газа по уравнению

$$E_{M_n} = 1 - e^{-10{,}76\, K_r\, (A/V)\, RT_a}, \qquad \text{(XVI. 8)}$$

где A/V берется по рис. XVI. 52; R — газовая постоянная = 0,08205 $м^3 \cdot ат/кгмоль \cdot$ °С; T_a — абсолютная температура в °К.

Вычисление величины эффективности тарелок по пару (по Мерфри) E_{Mn} можно применять для определения соотношений между концентрациями газа, раствора и числом теоретических тарелок. Нужно отметить, что графически невозможно получить соотношение между расходами газа и жидкости вследствие того, что наклон равновесной линии по существу равен нулю [XVI. 37].

Проблемой повышения скорости абсорбции CO_2 в чистом моноэтаноламине заинтересовались в Англии [XVI. 31, XVI. 36]. Было установлено, что при повышении концентрации моноэтаноламина в растворе свыше 60% об. скорость абсорбции CO_2 значительно возрастает во время образования капель. Относительная скорость абсорбции CO_2 во время каплеобразования для различных концентраций в абсорбенте амина показана на рис. XVI. 53 [XVI. 36]. Концентрированные растворы амина обеспечивают также высокую поглотительную способность.

На основании объяснения, что скорость абсорбции газа во время образования капли (или пузырька) очень высока вследствие турбулентности, возникающей внутри капли во время ее образования [XVI. 37], было рекомендовано использование центробежных абсорберов [XVI. 31, XVI. 36]. Полагают, что непрерывное образование новых поверхностей раздела в центробежных абсорберах приведет к высокой эффективности контакта [XVI. 36]. Будут ли получены при исследовании результаты, применяемые в промышленной очистке газа, в настоящее время определить трудно.

5. ВЫПАРНАЯ КОЛОННА

Отсутствие данных о к. п. д. тарелок и их тепловой характеристике не позволяет производить точные расчеты выпарной колонны. Вместо них используют тепловой и материальный балансы, основанные на состоянии потоков на выходе и входе в выпарную колонну.

Изменение температуры и состава в колонне и рибойлере установки, использующей водный раствор гликоля и амина, приведено на рис. XVI. 54. Содержание воды в растворе над тарелкой питания быстро поднимается и приближается к 100% на верхней тарелке.

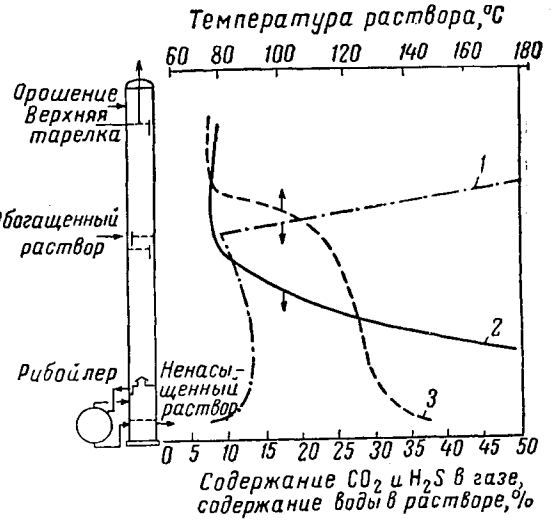


Рис. XVI. 54. Кривые состава газа и температуры в колонне и рибойлере при очистке газа А-2 [XVI. 44].

1 — содержание H_2O в растворе; *2* — содержание $H_2S + CO_2$ в газовой фазе; *3* — температура раствора в °С.

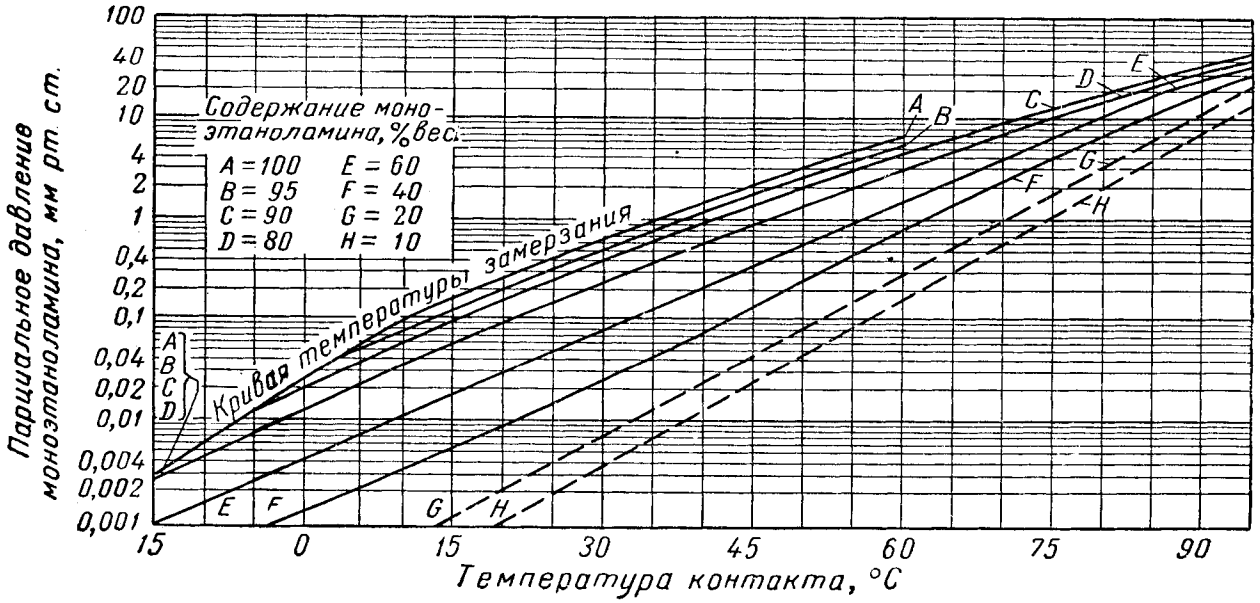


Рис. XVI. 55. Летучесть водных растворов моноэтаноламина [XVI. 30].

Чтобы потери амина с верхним продуктом были незначительными, температура верхней тарелки должна составлять 65—88° С. Зависимость парциального давления моноэтаноламина от температуры контакта показана на рис. XVI. 55. В этих условиях питание предварительно подогревают до температуры, немного превышающей 93° С. Коэффициент орошения при десорбции раствора гликоля—амина составляет от 0,09 до 0,12 *л* воды на 1 $н \cdot м^3$ кислого газа, извлекаемого во время десорбции [XVI. 44]. При температурах, допустимых с точки зрения предотвращения избыточной коррозии, полная регенерация ненасыщенного раствора невозможна. По имеющимся данным [XIII. 37] при мольной концентрации моноэтаноламина в 23,2% и при температуре регенерации 136,7° С концентрация ненасыщенного раствора составляет 0,29 *л/л* на 1% моноэтаноламина. Значительно меньшую концентрацию CO_2 имеют ненасыщенные растворы из гликоль-аминовых десорберов, работающих при температуре рибойлера 149° С [XVI. 44].

Потребность в паре из рибойлера колеблется от 0,06 до 0,14 *кг/л* раствора в зависимости от эффективности подогревателя питания и температуры десорбции.

Производительность конденсатора верхнего продукта можно вычислить, исходя из температуры верхней тарелки, коэффициента орошения и количества кислого газа, выходящего из регенератора с верхним продуктом. Отсюда следует, что количество воды, выходящей с верхней тарелки, можно определить по уравнению

$$\frac{W}{G} = \frac{p_в}{p - p_в}, \qquad \text{(XVI. 9)}$$

где W — число молей воды в паре, выходящем с верхней тарелки; G — число молей кислого газа, выходящего с верхней тарелки; $p_в$ — упругость паров воды при температуре верхней тарелки; p — общее давление на верхней тарелке.

Тогда производительность конденсатора будет равна по существу тепловой отдаче, необходимой для охлаждения кислого газа и конденсации воды.

Тепловая отдача рибойлера рассчитывается по уравнению материального и теплового балансов всей колонны. При этом следует учесть теплоту разложения солей амина во время десорбции (регенерации).

6. КОРРОЗИЯ В ГАЗООЧИСТНЫХ УСТАНОВКАХ

При проектировании и эксплуатации газоочистных установок большое внимание должно быть уделено коррозии конструктивных элементов. Одна из фирм перечисляет трудности, связанные с эксплуатацией очистных установок, в следующей последовательности: коррозия, потери амина и перебои в работе, вызываемые пенообразованием, снижение эффективности поглощающего раствора и т. д. [XVI. 39]. На основании практических наблюдений и исследовательской работы были рекомендованы растворы, способные уменьшить коррозию [XVI. 33, XVI. 39]. Паредес (Paredes) [XVI. 54] показал, что регенерация раствора амина уменьшает коррозию.

Повышенную неустойчивость к коррозии материалов, испытывающих приложенное или остаточное напряжение, называют коррозией от напряжения [XVI. 57]. В установках очистки амином этот тип коррозии связан с остаточными напряжениями, например, в сварных швах, вызванными местным нагревом. Одной из характерных черт коррозии от напряжения является то, что трещины проходят между зернами материала. Имеется несколько сообщений [XVI. 42] о разрыве различных элементов газоочистных аминовых установок вследствие коррозии от напряжения (рис. XVI. 56). Трещины отмечались исключительно в околошовной зоне в абсорберах, десорберах и даже трубопроводах. Коррозию от напряжения можно предотвратить снятием напряжений (это осуществляется термической обработкой) во всех основных элементах установок, находящихся в контакте с коррозионными газами и растворами [XVI. 33, XVI. 42].

Кроме того, коррозия в газоочистных установках происходит под действием продуктов разложения и окисления аминов, кислых газов в присутствии сконденсировавшейся воды.

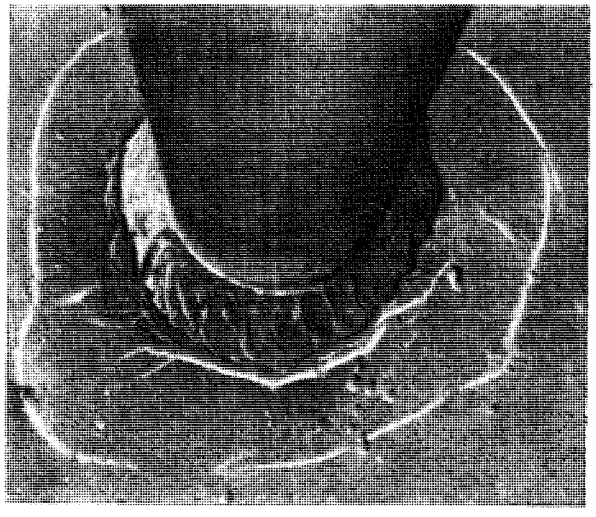


Рис. XVI. 56. Пример разрыва элементов газоочистных аминовых установок вследствие коррозии от напряжения.

Расположение магнитного порошка показывает трещины, возникшие вследствие коррозии от напряжения близ сварного шва, соединяющего спусковой патрубок диаметром 50 *мм* с днищем абсорбера [XVI. 40 а].

При температурах регенерации моно- и диэтаноламины разлагаются, образуя агрессивные соединения. Анализ моноэтаноламина до и после продолжительного нагрева с целью определения концентрации первичного амина, щелочности и общего содержания азота в растворе показывает, что нагрев приводит к существенному изменению свойств раствора [XVI. 39, XVI. 56]. Одним из происходящих при этом изменений является увеличение способности аминов растворять порошкообразное железо. Коррозийность отработанных аминовых растворов можно значительно уменьшить путем повторной перегонки части циркулирующего потока в восстановителе [XVI. 54]. Апрессивный характер кислых газов в присутствии сконденсированной воды давно известен. В выпарных колоннах, в которых используются водные растворы гликоля — амина, коррозия стали была обнаружена там, где вследствие снижения температур появляется сконденсировавшийся водяной пар. В теплообменниках масло — амин, в которых поддерживается температура порядка 245° С, коррозия очень значительна. В связи с этим в определенных условиях оказалось более рациональным применять алюминиевые сплавы [XVI. 61].

Феган (Feagan) и другие [XVI. 39] рекомендуют следующие мероприятия для уменьшения коррозии в установках очистки амином.

1. Подача в рибойлер нагревающего агента с температурой менее 240° С.
2. Использование растворов с низкой концентрацией амина (10—20% вес.).
3. Использование восстановителя (специального фракционатора) для перегонки амина.
4. Использование эффективного фильтра для циркуляционного раствора.
5. Снятие напряжений в основных узлах установки.
6. Использование низкого давления при регенерации.
7. Использование соответствующих металлов.

Кроме того, рекомендуется применять колонны с насадкой, имеющие внутреннюю цементную футеровку.

7. ПРЕВРАЩЕНИЕ H_2S В ЭЛЕМЕНТАРНУЮ СЕРУ

Сероводород, извлеченный из сернистых природных газов, можно превратить в элементарную серу [XVI. 40а]. Этот процесс основан на частичном окислении H_2S в парообразной фазе в S

$$H_2S + {}^1/_2 O_2 \rightarrow H_2O + S. \qquad \text{(XVI. 10)}$$

Основными проблемами, связанными с процессом производства элементарной серы из H_2S, являются регулирование теплоты, возникающей вследствие экзотермичности реакции, и получение жидкой серы после прохождения ее через каталитический реактор. Технологическая схема процесса получения серы «Джефферсон Лейк» показана на рис. XVI. 57.

Имеется много промышленных установок, вырабатывающих серу из сероводорода, извлеченного из природного газа.

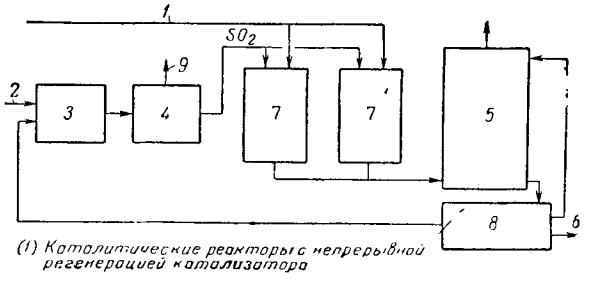


Рис. XVI. 57. Получение серы из потока с небольшим содержанием H_2S [XVI. 40а].

1 — поток с низким содержанием H_2S; *2* — воздух; *3* — сжигание серы; *4* — паровой котел-экономайзер; *5* — адсорбер для очистки жидкой серы; *6* — товарная сера; *7* — каталитические реакторы с непрерывной регенерацией катализатора; *8* — емкость для жидкой серы; *9* — выходное отверстие.

ГЛАВА XVII

ТРАНСПОРТ И РАСПРЕДЕЛЕНИЕ ПРИРОДНОГО ГАЗА

§ 1. РАСЧЕТ ТРУБОПРОВОДОВ

Природный газ транспортируется в районы потребления по магистральным трубопроводам.

Быстрый рост потребления природного газа за прошедшие несколько лет значительно изменил предпосылки, положенные в основу проектирования трубопроводов. Раньше трубопровод, предназначенный для обеспечения газом определенного района, рассчитывали на пропускную способность, равную современному уровню потребности этого района плюс 15—30% возможного роста потребления в будущем. В настоящее время при проектировании трубопроводов предусматривают максимальный диаметр и минимальное число компрессорных станций, чтобы не превышать нормальный уровень себестоимости транспортировки газа при современном объеме его потребления в районе. При этом исходят из того, что дальнейшее увеличение потребностей рынка, которое потребует повышения пропускной способности газопровода, может быть достигнуто путем сооружения дополнительных компрессорных станций. Увеличение подачи газа снизит себестоимость его транспортировки.

Последовательные этапы проектирования и строительства трубопровода следующие.

1. Изучение потребностей района и перспективы их роста.
2. Выбор диаметра трубопровода и рабочего давления.
3. Составление спецификации на трубы.
4. Составление карты трассы газопровода
5. Расчет потребности в материалах.
6. Составление общей сметы расходов.
7. Получение разрешения на строительство.
8. Отчуждение трассы.
9. Съемка трассы.
10. Заключение с подрядчиком договора о строительстве.
11. Строительство трубопровода.
12. Испытание трубопровода.
13. Сдача трубопровода в эксплуатацию.

1. РАСЧЕТ ПРОПУСКНОЙ СПОСОБНОСТИ

Вывод и оценка различных формул приведены в главе VII.

Обычно при расчете пропускной способности магистральных газопроводов пользуются формулой, предложенной фирмой «Панхендл истерн пайп лайн» (или каким-либо ее вариантом).

Эта формула, представленная ранее уравнением (VII. 33), имеет вид:

$$Q = 1{,}912\,E\left(\frac{T_0}{p_0}\right)^{1{,}0788}\left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{\gamma^{0{,}8539}TL}\right)^{0{,}5394} d^{2{,}6182}, \qquad \text{(XVII. 1)}$$

где Q — пропускная способность при T_0 и p_0 в *м³/сутки*; E — коэффициент эффективности трубопровода; T_0 — стандартная температура в °К; p_0 — стандартное абсолютное давление в *кГ/см²* абс.; p_1 — абсолютное давление на впуске в трубопровод в *кГ/см²*; p_2 — абсолютное давление на выходе из трубопровода в *кГ/см²*; γ — удельный вес газа относительно воздуха; T — средняя температура газа в °К; L — протяженность трубопровода в *км*; d — внутренний диаметр трубопровода в *см*.

Подставляя $T_0 = 288{,}7°$ К, $p_{0\,(\text{абс})} = 1{,}033$ *ат*, $T = 288{,}7°$ К, $\gamma = 0{,}600$, получаем

$$Q = 49{,}4\,E\left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{L}\right)^{0{,}5391} d^{2{,}6182}. \qquad \text{(XVII. 2)}$$

Коэффициент эффективности трубопровода колеблется от 85 до 95%, в связи с чем часто применяют среднюю величину в 92%. Если бы внутренняя поверхность стенок труб была чистой и гладкой и если бы трубопровод находился в идеальном состоянии, коэффициент эффективности мог бы достичь 100%. Для использования этой формулы было предложено несколько скользящих шкал, например шкалы Гриззла (Grizzle) [VII. 19] и Хатчисона (Hutchison) [XVII. 16а]. При помощи шкалы Хатчисона можно вычислять пропускную способность по формулам фирмы «Панхендл», Веймаута или Шпицгласса (Weymouth or Spitzglass). Формула Шпицгласса применяется для расчета газоразводящих сетей.

Фирма «Форд, Бэкон энд Дэвис» предложила формулу расчета трубопроводов, аналогичную формуле Панхендла:

$$Q = 47{,}1\,EMN\left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{L}\right)^{0{,}541} d^{2{,}625}, \qquad \text{(XVII. 3)}$$

где M — соотношение между стандартными и нормальными условиями:

$$M = \frac{1{,}033}{p_0}\,\frac{T_0}{288{,}7};$$

N — коэффициент, характеризующий свойства газа:

$$N = B^{0{,}54}\left(\frac{0{,}6}{\gamma}\right)^{0{,}46}\left(\frac{0{,}0104}{\mu}\right)^{0{,}08}\left(\frac{288{,}7}{T}\right)^{0{,}54}.$$

Здесь $B = 1/z$ — отклонение от закона Бойля при средней температуре; z — коэффициент сжимаемости; μ — вязкость в *спз*; Q, E, p_0, T_0, T, d, p_1 и p_2 имеют те же значения, что и в формуле Панхендла.

При подстановке $T_0 = 288{,}7°$ К, $p_{0\,(\text{абс})} = 1{,}033$ *кГ/см²*, $B = 1/z = 1/0{,}884 = 1{,}1313$ (среднее абсолютное давление в трубопроводе равно 52,7 *ат*), $\gamma = 0{,}600$, $\mu = 0{,}0104$ *спз*; $T = 288{,}7°$ К уравнение приобретает следующий вид:

$$Q = 54{,}4\,E\left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{L}\right)^{0{,}541} d^{2{,}625}. \qquad \text{(XVII. 4)}$$

Пример

Имеется район потребления газа с расходом в часы «пик» в 1,7 млн. *м³/сутки*, расположенный в 80,5 *км* от подземного газохранилища. На городской распределительной станции давление (абсолютное) должно быть 8,1 *ат*. Максимальное давление на компрессорной станции в районе газохранилища равно 71,3 *ат*.

Перспективы роста потребности в газе в этом районе: через 5 лет — до 1,86 млн. *м³/сутки*, в дни «пик» и через 10 лет — до 2,83 млн. *м³/сутки*.

Каким должен быть диаметр трубопровода?

$$1700000 = 54{,}1 \times 0{,}92\left(\frac{71{,}3^2 - 8{,}1^2}{80{,}5}\right)^{0{,}5394} d^{2{,}6182},$$

получаем

$$d = 29{,}5\ \textit{см}, \text{ или } 9{,}4''.$$

Таким образом, для удовлетворения современных потребностей данного района в газе нужно построить трубопровод внутренним диаметром 9,4″. Но так как стандартные трубы в США выпускаются с диаметрами, выражающимися в четных числах, необходимо будет строить трубопровод из труб внутренним диаметром 10″. Если же учесть перспективы увеличения спроса на газ, можно рассчитать, что через 10 лет потребуется газопровод внутренним диаметром 11,5″ (27,5 *см*). Поэтому следует построить газопровод внутренним диаметром 12″ (304,8 *см*), а если перспективы дальнейшего (по истечении 10 лет) роста потребности в газе велики, даже 16″ трубы (трубы диаметром 14″ выпускаются в США в очень незначительном количестве). По 12″ газопроводу можно транспортировать до 3,4 млн. *м³/сутки* газа, а по 16″ газопроводу — 5,97 млн. *м³/сутки*. Чтобы не создавать потребности в очень высокой мощности компрессорных станций, расположенных у подземного газохранилища, целесообразнее работать при сравнительно низком давлении на впуске, что опять-таки делает более желательным строительство 16″ магистрали (396,4 *см*).

Общепринято брать диаметр трубопровода, позволяющий обеспечить современную пиковую потребность только с минимальным компримированием, чтобы в дальнейшем по мере увеличения спроса на газ устанавливать на магистрали дополнительные компрессоры.

Рассчитывают трубопроводы большой протяженности (1600 *км* и более) обычно с минимальной мощностью компрессорных станций в первоначальный период. Если у района потребления газа имеется подземное хранилище достаточной емкости, магистральные трубопроводы большой протяженности можно рассчитывать на удовлетворение годовой (а не пиковой дневной) потребности рынка.

2. РАСЧЕТ ГАЗОПРОВОДОВ НА ПРОЧНОСТЬ

С выбором диаметра трубопровода связано установление максимального рабочего давления в нем. Американское общество инженеров-механиков (ASME) опубликовало код [XVII. 4], устанавливающий допускаемые рабочие давления в зависимости от характеристики стали, типа шва и типа строительства (в малонаселенной или густонаселенной местности). Этот код известен под названием «код ASA B 31. 1». Он повсеместно применяется в промышленности природного газа, хотя некоторые штаты ввели в дополнение к этому коду свои более строгие требования, касающиеся расчета и сооружения трубопроводов.

Код предусматривает следующую формулу расчета магистральных и разводящих газопроводов на прочность:

$$p = \frac{2\sigma + \delta}{D} FET, \qquad \text{(XVII. 5)}$$

где p — расчетное давление в *кГ/см²*; σ — минимальный предел текучести трубы в соответствии с техническими условиями в *кГ/см²*; D — номинальный наружный диаметр трубы в *см*; δ — номинальная толщина стенок в *см*; F — расчетный коэффициент, определяемый типом строительства; E — коэффициент прочности продольного шва; T — коэффициент пересчета на температуру.

Американский нефтяной институт (API) разработал технические условия на магистральные трубы высокой прочности. Бо́льшая часть стальных компаний выпускает трубы в соответствии с данными техническими условиями.

Прочностная характеристика выпускаемых труб стандартных типов для магистральных трубопроводов приведена в табл. XVII. 1.

Величины расчетного коэффициента F для различных типов строительства приведены в табл. XVII. 2.

Таблица XVII. 1

Прочностная характеристика труб стандартных типов для магистральных трубопроводов (данные API)

Марка труб	Минимальный предел текучестн. *кГ/см²*
A	2100
B	2450
X42	2940
X46	3220
X52	3640

Таблица XVII. 2

Величины расчетного коэффициента (данные кода ASA B31.1)

Тип строительства	Расчетный коэффициент F
A	0,72
Б	0,60
B	0,50
Г	0,40

Многие железные дороги и автодорожные управления штатов и графств требуют, чтобы переходы трубопроводов под железными и шоссейными дорогами имели патроны. Класс местности, о котором говорилось выше, определяется в основном плотностью населения (табл. XVII. 3).

Таблица XVII. 3

Классификация местности

Класс	Местность
I	Пустоши, пустыни, горные местности, пастбища и поля при условии, что средний показатель плотности населения на участке (2,6 *км*²) составляет 12 или меньше
II	Пригородные районы, в которых показатель плотности населения на одномильном участке (2,6 *км*²) превышает 20 или же показатель плотности населения на участке в 26 *км*² превышает 12
III	Районы, в которых в момент строительства зафиксировано менее 10% площади участков, примыкающих к улицам или к трассе, и которые не могут быть причислены к местностям IV класса
IV	Районы, в которых преобладают здания высотой в 4 этажа и выше, где поддерживается интенсивное уличное движение транспорта и могут быть многочисленные подземные коммуникации

Показатель плотности населения на одномильном участке — это число жилых зданий на участке в 1 кв. милю (2,6 *км*²), центр которого пересекается трубопроводом.

Показатель плотности населения на 10-мильном участке определяется как средний из показателей для десяти следующих друг за другом одномильных участков, причем любой одномильный показатель, превышающий 20, принимается за 20.

В коде ASAB 31. 1 предусмотрены четыре типа строительства стальных газопроводов. Отличительные черты каждого типа и местности, в которых эти типы строительства применяются, указаны в табл. XVII. 4.

Величины коэффициента прочности E продольного шва для различных марок стали и типов шва приводятся в табл. XVII. 5. Ознакомление с этой таблицей показывает, что Американское общество испытания материалов (ASTM) имеет свою классификацию марок стали. Однако в промышленности природного газа чаще применяется классификация Американского нефтяного института (API), изложенная в технических условиях 5L и 5LX.

В табл. XVII. 6 приведены величины коэффициента прочности в зависимости от температуры.

Поскольку обычно трубопроводы работают при температуре ниже 120° С, коэффициент T для них равен 1,000.

Для промежуточных температур коэффициент T определяется методом интерполяции.

Пример

Какова должна быть дополнительная стоимость приобретения 1,6 *км* труб марки 5LX диаметром 609 *мм* (24″), рассчитанных на избыточное давление 70 *ат*, по сравнению с такими же трубами, но рассчитанными на избыточное давление 56 *ат*. Трубы — сварные. Трубопровод будет сооружаться по типу А и работать при температуре 120° С. Стоимость 1 *т* стали 100 долл.

Решение

Подставляя в уравнение (XVII. 5) числовые значения величин

$$56 = \frac{2 \times 2952 + \delta}{60{,}9} 0{,}72 \times 1 \times 1,$$

получим $\delta = 8{,}1$ *мм* для расчетного избыточного давления 56 *ат*; $\delta = 10{,}1$ *мм* для расчетного избыточного давления 70 *ат*.

Стандартная 24″ труба выпускается в США с толщиной стенок 0,250″ (6,35 *мм*), 0,281″ (7,1 *мм*), 0,312″ (7,9 *мм*), 0,344″ (8,7 *мм*), 0,375″ (9,5 *мм*), 0,406″ (10,1 *мм*), 0,438″ (11,12 *мм*) и 0,5″ (12,7 *мм*).

Для расчетного абсолютного давления 56 *ат* нужна труба с толщиной стенок 0,344″ (8,7 *мм*), 1 *м* которой весит 129,2 *кг*.

Для расчетного избыточного давления 70 *ат* нужна труба с толщиной стенок 0,406″ (10,1 *мм*), 1 *кг* которой весит 152,3 *кг*. Цена 1,6 *км* таких труб составит:

при избыточном давлении 70 *ат*

$$\frac{152{,}3 \times 1600}{1000} 100 \text{ долл.} = 24513 \text{ долл.};$$

при избыточном давлении 56 *ат*

$$\frac{129{,}2 \times 1600}{1000} 100 \text{ долл.} = 20672 \text{ долл.}$$

Дополнительная стоимость 1,6 *км* труб при расчетном избыточном давлении 70 *ат* равна 3841 долл.

В соответствии с кодом «ASAB 31. 1» расчетное давление p в уравнении (XVII. 5) не должно превышать 60% давления при заводском испытании для труб, сваренных кузнечной контактной сваркой, или 85% давления при заводском испытании для всех других типов сварных труб. Давление при заводском испытании для всех труб стандартных диаметров и толщин стенок указано в виде таблицы в технических условиях API 5L и 5LX.

Необходимое давление при заводском испытании может быть вычислено по формулам, приведенным в технических условиях:

$$p' = \frac{2\sigma_1 \delta}{D} \qquad \text{(XVII. 6)}$$

(при 210 берется то значение, которое является меньшим из двух),

где p' — избыточное давление при гидравлическом испытании в *ат*; σ_1 — напряжение в волокне в *кГ/см*², равное 75% установленного в технических условиях минимального предела текучести для труб диаметром $8^5/_8$″ (212 *мм*) и менее и 85% для труб диаметром $10^3/_4$″ (273 *мм*) и более; δ — номинальная толщина стенок в *см*; D — номинальный наружный диаметр трубы в *см*.

3. ПРЕДВАРИТЕЛЬНАЯ КАЛЬКУЛЯЦИЯ ОБЩЕЙ СЕБЕСТОИМОСТИ ТРУБОПРОВОДА

Трудно назвать приближенные величины для вычисления общей себестоимости трубопровода. Стоимость стали периодически возрастает. Стоимость аэрофотосъемок зависит от того, насколько детализированными должны быть планы. На стоимости отражается также степень охвата контрольными рентгеносъемками кольцевых швов. Себестоимость строительных работ зависит от грунта, погоды и других факторов. Для грубо приближенных вычислений стоимости трубопровода пользуются величиной 645—775 долл. на 1 *см* диаметра и 1 *км* длины.

Таблица XVII. 4

Характеристика строительства различных типов для различных классов местности

Тип А Расчетный коэффициент $F=0,72$	Тип Б Расчетный коэффициент $F=0,60$	Тип В Расчетный коэффициент $F=0,50$	Тип Г Расчетный коэффициент $F=0,40$
Местность, в которой применяется данный тип строительства			
На трассах в местности I-го класса (проходящих по землям частных владельцев)	На трассах* в местностях II-го класса	На трассах в местностях III класса	Во всех случаях, в местностях IV класса
При прокладке газопровода параллельно частным дорогам в местностях I-го класса, неулучшенным дорогам в местностях I-го класса	При прокладке газопроводов параллельно частным дорогам в местностях II-го класса, неулучшенным государственным дорогам в местностях II-го класса, гравийным дорогам, шоссе и железным дорогам в местностях I-го класса	При прокладке газопровода параллельно частным дорогам в местностях III-го класса, неулучшенным государственным дорогам в местностях III-го класса, гравийным дорогам, шоссе и железным дорогам в местностях III-го класса	
На переходах без патрона через частные дороги в местностях I-го класса	На переходах без трубного патрона через частные дороги в местностях II-го класса, гравийные дороги, шоссе и железные дороги в местностях I-го и II-го классов, неулучшенные государственные дороги в местностях II-го класса	На переходах без патрона через частные дороги в местах III-го класса, неулучшенные государственные дороги в местностях III-го класса, гравийные дороги, шоссе и железные дороги в местностях II-го и III-го классов	
На переходах с патроном неулучшенных государственных дорог, гравийных дорог, шоссе и железных дорог в местностях I-го класса	На переходах и трубных патронах через гравийные дороги, шоссе и железные дороги в местностях II-го класса	В трубопроводах на компрессорных станциях	
	На подвесных переходах в местностях I и II-го классов		
	В сборных заготовках для газопроводов, предназначенных для прокладки в местностях I и II-го классов		

Примечание. Необходимо провести различие между типами строительства и классами местности. Если газопроводы (магистральные или разводящие) проходят по частным землям, по предписаниям кода строительство проводится по типу А в местностях I-го класса, по типу Б — в местностях II-го класса, по типу В — в местностях III-го класса, по типу Г — в местностях IV-го класса. Однако далеко не всегда строительство в местностях I-го класса проводится по типу А. Как показывает данная таблица, на переходах через шоссе и железные дороги, на подвесных переходах в местностях I-го класса применяются иные типы строительства.

Таблица XVII. 5

Коэффициент прочности продольного шва *E*

Марки труб	Тип трубы или способ выполнения продольного шва	Коэффициент
ASTM A 53	Бесшовная	1,00
	Электросварка сопротивлением	1,00
	Кузнечная сварка внахлестку	0,80
	Кузнечная контактная сварка	0,60
ASTM A 106	Бесшовная	1,00
ASTM A 134	Электросварка оплавлением	0,80
ASTM A 135	Электросварка сопротивлением	1,00
ASTM A 139	Электросварка оплавлением	0,80
ASTM A 155	То же	1,00
API 5L	Бесшовная	1,00
	Электросварка сопротивлением	1,00
	Электросварка встык оплавлением	1,00
	Кузнечная сварка внахлестку	0,80
	Кузнечная контактная сварка	0,60
API 5LX	Бесшовная	1,00
	Электросварка сопротивлением	1,00
	Электросварка в стык оплавлением	1,00
	Сварка под флюсом	1,00

Таблица XVII. 6

Температурный коэффициент *T* для стальных труб

Температура, °С	Коэффициент прочности в зависимости от температуры
120 и менее	1,000
150	0,967
180	0,933
200	0,900
230	0,867

4. РАЗРЕШЕНИЕ НА СТРОИТЕЛЬСТВО ГАЗОПРОВОДА

«Закон о природном газе», принятый в 1938 г., дает правительству полномочия регулировать транспортировку и продажу газа за пределами того штата, где он добывается. Исполнение данного закона поручено энер-

гетической комиссии. Для получения разрешения на строительство необходимо приложить расчеты, показывающие современный уровень потребности данного рынка в газе и степень ее удовлетворения в настоящее время, перспективы роста спроса на газ, основные технико-экономические характеристики проектируемого газопровода, а также документы, доказывающие способность фирмы построить и эксплуатировать газопровод.

Строительство газопроводов, проходящих по территории одного лишь штата, обычно разрешается властями этого штата, которые несут ответственность за безопасность населения, проживающего на трассе проектируемого газопровода.

5. ВЫБОР ТРАССЫ

Самый дешевый метод выбора трассы газопровода заключается в выборе ее на основе карт автомобильных дорог и подробных карт отдельных штатов.

Департамент сельского хозяйства имеет аэрофотосъемки большей части территории США, которые можно получить по первому требованию в масштабе до 1 : 5000.

Кроме того, отдел геологических исследований Департамента внутренних дел имеет планшетные топографические карты всей территории США. На этих картах показаны озера, реки, болота, контуры поверхности, автомобильные и железные дороги и расположение зданий.

Аэрофотосъемки предполагаемых трасс проектируемых трубопроводов ведут специальные компании. Стои-

Таблица XVII. 7

Общие положения, включаемые в договоры (контракты) о строительстве магистральных трубопроводов

№ п.п.	Наименование статей
1	Определения и обозначения
2	Метод и способ введения в действие данного договора
3	Предмет договора (работы, подлежащие выполнению)
4	Обеспечение материалами и оборудованием
5	Порядок внесения изменений в договор
6	Выполнение дополнительных работ
7	Отчуждение трассы
8	Ответственность за сохранность трубопроводов и коммуникаций, проходящих в непосредственной близости от трассы
9	Ответственность за несвоевременное выполнение работ
10	Технический контроль над строительством
11	Требования к качеству работ
12	Организация работ генеральным подрядчиком
13	Организация работ субподрядчиком
14	Разрешения и лицензии
15	Патенты
16	Вопросы социального обеспечения
17	Пособия при травматизме
18	Страхование
19	Залоги, вносимые подрядчиком
20	Особые обстоятельства
21	Условия прекращения действия договора
22	Решение конфликтов и споров
23	Толкование отдельных статей договора
24	Уполномоченные представители

Таблица XVII. 8

Технические условия, включаемые в договоры на строительство трубопроводов

№ п.п.	Наименование статей
	А. Общая часть
1	Подлежащая выполнению работа
2	Расчетное давление
3	Максимально допускаемое рабочее давление
4	Утверждение рабочих чертежей
5	Отклонения от утвержденного проекта
6	Трасса
7	Материалы, обеспечиваемые заказчиком
8	Материалы, обеспечиваемые подрядчиком
9	Проверка качества материалов
10	Технический контроль за качеством работы
11	Расчистка трассы, включая установку и содержание оград
12	Нивелировка трассы
13	Разгрузка и развозка всех материалов
14	Рытье траншеи
15	Выполнение траншеи в скалистых грунтах
16	Сварка
17	Гнутье труб и опуск их в траншею
18	Засыпка траншеи, уборка трассы
19	Речные утяжеляющие грузы
20	Переходы через железные и автомобильные дороги
21	Дренажные устройства
22	Очистка, промывка, продувка и испытание газопровода
23	Линейные задвижки
	Б. Технические условия на материалы
1	Трубы
2	Краны и задвижки
3	Привариваемые фитинги
4	Прочие материалы и оборудование
	В. Методы монтажа и изготовления
1	Соединение труб
2	Колена
3	Присоединение ответвлений
4	Переходники
5	Переходы через железные и шоссейные дороги
	Г. Сварка
1	Стандарт на сварку
2	Сварочное оборудование, характеристика электрического тока
3	Сварочный металл
4	Разделка кромок
5	Методы сварки
6	Контроль качества сварных соединений
	Д. Изоляция и обмотка труб
1	Изоляция и обмотка
2	Перевозка и обращение с изолированными и обмотанными трубами
	Е. Борьба с коррозией
1	Испытание качества изоляции
2	Контрольные проводники

мость аэрофотосъемки относительно высока. Компании, занимающиеся аэрофотосъемкой, иногда не ограничиваются выполнением снимков с воздуха и увеличением их, но ведут и обстоятельные наземные изыскания.

При выборе трассы трубопровода необходимо иметь данные о грунтах или породах, в которых придется вести работы, об использовании земельных участков, об уровне грунтовых вод, о переходах через водные преграды, железные и шоссейные дороги и показателях плотности населения вдоль трассы.

Все эти факторы могут оказать значительное влияние на стоимость строительства.

После того как трасса трубопровода предварительно нанесена на карту, необходимо получить у собственников и владельцев земельных участков разрешение на проведение работ. В настоящее время в большинстве штатов приняты законы, обеспечивающие временное отчуждение трассы, при необходимости принудительное, у владельцев земельных участков. Таким образом, в настоящее время сопротивление отдельных лиц не может помешать осуществлению проекта, имеющего общественное значение.

6. ДОГОВОРЫ О СТРОИТЕЛЬСТВЕ ТРУБОПРОВОДОВ

Почти все трубопроводы сооружают на подрядных началах. Подряды на строительство обычно выдаются на основе открытых конкурсных торгов. Договор о подряде (контракт) обычно представляет собой весьма объемистый документ, даже если речь идет о строительстве небольших трубопроводов. Обычно контракт включает следующие разделы: общие положения, технические условия, чертежи и карты. Перечень вопросов, рассматриваемых в разделе «Общие положения», приведен в табл. XVII. 7. Перечень технических условий, включаемых в контракт, приведен в табл. XVII. 8. В число прилагаемых к контракту чертежей входят чертежи линейных задвижек, переходов, установок катодной защиты и т. п.

Контракты на строительство трубопроводов могут устанавливать общую стоимость строительства или же единичные расценки по элементам работ. Тогда окончательный расчет производится по фактически выполненному объему работ.

§ 2. СТРОИТЕЛЬСТВО ТРУБОПРОВОДОВ

В табл. XVII. 9 приведена последовательность работ, подлежащих выполнению при сооружении трубопровода.

Таблица XVII. 9

Работы, подлежащие выполнению при сооружении трубопровода

№ п.п.	Наименование работ
1	Расчистка трассы
2	Нивелировка трассы
3	Развозка труб вдоль трассы
4	Рытье траншеи
5	Центровка и сварка труб
6	Рентгенография швов
7	Очистка, изоляция и обмотка труб
8	Опуск в траншею
9	Обратная засыпка траншеи и уборка трассы
10	Испытание изоляции искровым детектором
11	Очистка, промывка и продувка трубопровода
12	Установка линейных кранов

Два вида этих работ — рентгенография швов и испытание изоляции искровым детектором — производятся генеральным подрядчиком или специальными подрядчиками, поскольку эти работы по существу являются проверкой качества работ, выполненных генеральным подрядчиком.

1. ПЕРЕХОДЫ ЧЕРЕЗ ДОРОГИ И ВОДНЫЕ ПРЕГРАДЫ

В табл. XVII. 10 и XVII. 11 характеризуются типы строительства, обязательные для трубопроводов, идущих параллельно автомобильным и железным дорогам и пересекающих эти дороги.

Чтобы определить тип и класс строительства и, следовательно, расчетный коэффициент F, табл. XVII. 10 и XVII. 11 необходимо применять в сочетании с табл. XVII. 3 и XVII. 4. Многие железнодорожные компании и автодорожные департаменты требуют, чтобы при прокладке через автодороги и железные дороги были установлены патроны, изолированные от трубопровода. Типовая прокладка трубопровода с патроном через дорогу показана на рис. XVII. 1. В большинстве случаев эти прокладки выполняются при помощи машины горизонтального бурения.

Таблица XVII. 10

Типы строительства, обязательные при прокладке газопроводов параллельно автомобильным и железным дорогам

Наименование	Тип строительства, обязательный в местностях класса			
	I	II	III	IV
При прохождении газопровода параллельно:				
частным дорогам . . .	А	Б	В	Г
неулучшенным государственным дорогам . .	А	Б	В	Г
гравийным дорогам, шоссе, автострадам и железным дорогам .	Б	Б	В	Г

При прокладке трубопроводов через водные преграды применяют специальные методы. Обычно, чтобы обеспечить непрерывность работы магистральных трубопроводов, прокладывают две нитки. Трубу сваривают, изолируют, обматывают и бетонируют на берегу и доставляют на плаву к траншее, вырытой в дне реки. Поплавки (каковыми часто служат металлические бочки емкостью 200 *л*) отрезают и трубу опускают в траншею. Течением реки траншею вскоре заносит, и трубопровод оказывается заглубленным.

Строительство трубопроводов через болото, прибрежные топи и в открытых водах осуществляется с барж. В прибрежных топях нужно прежде всего открыть канал для барж. При строительстве магистралей этого типа трубы также бетоннруют.

Таблица XVII. 11

Типы строительства, обязательные при переходах газопроводов через автомобильные и железные дороги

	Тип строительства, обязательный в местностях класса			
	I	II	III	IV
При переходе газопроводов через:				
частные дороги	А	Б	В	Г
	(без трубного патрона)			
неулучшенные государственные дороги . .	А	Б	В	Г
	(с трубным патроном)		(без трубного патрона)	
	Б (без трубного патрона)			
гравийные дороги, шоссе и автострады, железные дороги . . .	А	Б	В	Г
	(с трубным патроном)		(без трубного патрона)	
	Б	В		
	(без трубного патрона)			

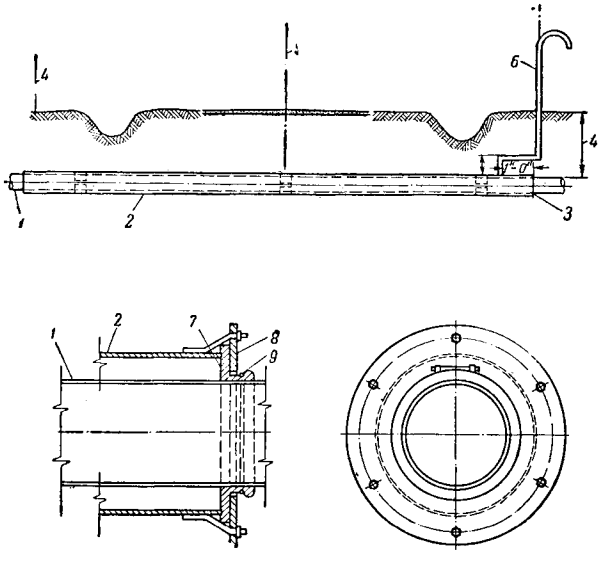


Рис. XVII. 1. Прокладка газопровода через автомобильную дорогу.

1 — трубопровод; *2* — патрон; *3* — заделанные концы; *4* — глубина залегания; *5* — центральная ось автодороги; *6* — свеча; *7* — сальник; *8* — фланец; *9* — трос

2. ЗАДВИЖКИ

Задвижки, называемые часто секционными линейными кранами, обычно устанавливаются через каждые 16—48 *км*. Их установка производится лишь после тщательной промывки, очистки и продувки газопровода. На рис. XVII. 2 показан типовой «ерш», применяемый

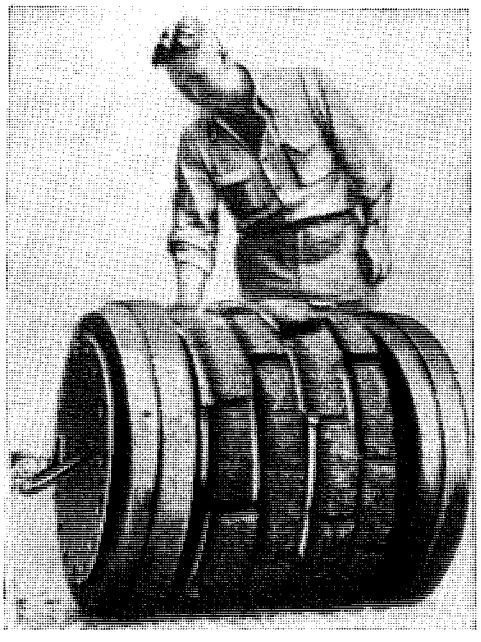


Рис. XVII. 2. Типовой ерш, применяемый для очистки внутренних стенок труб газопровода.

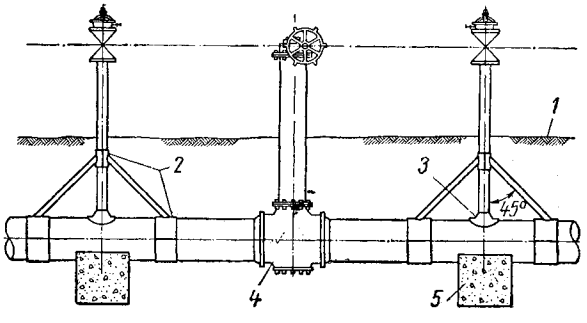


Рис. XVII. 3. Линейный кран и предохранительный задвижки.

1 — уровень поверхности; *2* — стальная муфта; *3* — сварочная манжета; *4* — линейный (секционный) кран; *5* — блок фундамента.

обычно для очистки внутренних стенок труб газопровода. Типовое расположение линейного крана и предохранительного клапана показано на рис. XVII. 3. В настоящее время преобладает тенденция к использованию полностью открывающихся линейных кранов, чтобы можно было периодически очищать внутренние стенки трубопровода при помощи ершей. Это поможет сохранить эффективность трубопровода (процент использования его пропускной способности) на высоком уровне.

Секционные задвижки часто имеют автоматические закрывающие устройства. Имеется несколько типов этих устройств, но принцип их работы один и тот же. Устройство автоматически закрывает задвижку при любом резком и значительном падении давления. Закрывание задвижки производится при помощи напорного резервуара, подключенного к трубопроводу трубой неболь-

щего диаметра с диафрагмой. При небольшом постепенном изменении давления в линии газ пройдет через диафрагму и уравняет давление в магистральном трубопроводе с давлением в резервуаре. При быстром же изменении давления в трубопроводе вследствие ограниченной пропускной способности соединительной трубы малого диаметра и диафрагмы возникает перепад давления. Этот перепад давления приведет в действие задвижку и закроет ее. Степень падения давления, которое вызовет закрывание задвижки, регулируется размером диафрагмы.

3. ИСПЫТАНИЕ ТРУБОПРОВОДА

В табл. XVII. 12 указаны давление при испытании и допускаемая среда для всех магистральных трубопроводов в местностях I, II, III или IV классов, которые будут работать при кольцевых напряжениях, превышающих 30% минимального предела текучести металла трубы.

В обычных условиях почти все магистральные трубопроводы работают при кольцевых напряжениях, превышающих 30% минимального предела текучести трубы. Кольцевые напряжения могут быть вычислены по следующей формуле:

$$p'' = \frac{2\sigma''\delta}{D}, \qquad \text{(XVII. 7)}$$

где p'' — максимальное рабочее избыточное давление в *ат*; σ — кольцевое напряжение в *кГ/см*^{2}; δ — номинальная толщина стенок в *см*; D — номинальный наружный диаметр трубы в *см*.

Сравнение уравнений (XVII. 6) и (XVII. 7) показывает, что любой трубопровод, эксплуатируемый при расчетном давлении, работает при кольцевом напряжении, превышающем 30% минимального предела текучести металла трубы.

Для определения герметичности трубопровод при давлении испытания выдерживается в течение 4 *ч* или более.

Таблица XVII. 12

Требования в отношении проведения испытаний магистральных и разводящих газопроводов, предназначенных для работы при кольцевых напряжениях, составляющих 30% (или больше) минимального предела текучести металла труб

Класс местности	Допускаемая среда для проведения испытания	Давление при испытании		Максимально допускаемое рабочее давление (наименьшая из следующих величин)
		минимальное, м. р. д. ×	максимальное	
I	Вода	1,1	Не установлено	Д. и.: 1,1 или расч. д.
	Воздух	1,1	1,1 м. расч. д.	То же
	Газ	1,1	1,1 м. расч. д.	» »
II	Вода	1,25	Не установлено	Д. и.: 1,25 или расч. д.
	Воздух	1,25	1,25 м. расч. д.	Расч. д.
III	Вода	1,40	Не установлено	Д. и.: 1,40 или расч. д.
IV	Вода	1,40	Не установлено	Д. и.: 1,40 или расч. д.

Примечание. М. р. д. — максимальное рабочее давление (необязательно равное максимально допускаемому рабочему давлению); м. расч. д. — максимальное расчетное давление; д. и. — давление при испытании.

В этой таблице приведена зависимость между давлением при испытании и максимально допускаемым рабочим давлением после испытания.

Если эксплуатационная компания приходит к решению, что максимальное рабочее давление будет меньше расчетного, давление при испытании может быть соответственно уменьшено. Однако если испытание производится при таком сниженном давлении, максимальное рабочее давление в дальнейшем не может быть повышено до расчетного без повторного испытания газопровода при максимально допускаемом рабочем давлении.

§ 3. БОРЬБА С КОРРОЗИЕЙ И КАТОДНАЯ ЗАЩИТА

Коррозию можно охарактеризовать как разрушение металла вследствие электрохимического процесса. Коррозия не может произойти в отсутствие электролита. Коррозия происходит в том случае, когда постоянный ток «выходит» с металлической поверхности к окружающему электролиту, что вызывает потерю металла, определяемую величиной и продолжительностью тока. Сталь, например, теоретически может потерять в весе максимум 9 *кг* на 1 *а* в год. Когда ионы железа переходят в свободное состояние, они могут соединяться с кислородом, образуя окись железа или ржавчину. Это взаимодействие продолжается все время, пока образуется электрический ток; с течением времени труба разрушается. Образование окиси железа следующим образом влияет на скорость и степень коррозии:

1) может привести к удалению ионов железа из металла;

2) может образоваться нечто вроде защитного покрытия на поверхности железа;

3) вследствие присоединения кислорода к железу при образовании окиси железа может истощиться кислород, что помешает дальнейшей коррозии.

Скорость и степень коррозии трубопровода зависят от состояния изоляционного покрытия на металле, если такое имеется; характеристики грунта, в который заглублен трубопровод; присутствия инородных посторонних материалов или блуждающих токов. Применение изоляционного покрытия должно предотвратить контакт влаги, служащей электролитом, с поверхностью металла. Вообще агрессивность грунта повышается при плохом дренаже, тяжелой текстуре почвы, высоком содержании органического вещества, кислот и растворимых солей.

Инородные включения — шлак, скрап или органические материалы — могут сыграть роль катода и создать разность потенциалов.

1. МЕТОДЫ ЗАЩИТЫ ОТ КОРРОЗИИ

Большое значение имеет знание свойств грунта, в который должен быть заглублен трубопровод. В связи с этим важно провести испытания и анализ грунта. Следует изучить рапорты об эксплуатации в подобных грунтах ранее построенных трубопроводов. Эти данные помогут определить экономичность применения защиты от коррозии на данном трубопроводе.

Наиболее распространенный метод защиты трубопроводов от коррозии — это изоляция и обмотка. Чаще

всего применяют изоляционные материалы на основе каменноугольной смолы, битума и природного асфальта с последующей обмоткой труб асбестовым картоном, стеклотканью, крафт-бумагой и т. п.

На трубопроводах часто применяют и катодную защиту. Катодная защита — это наложение постоянного тока, поступающего из внешнего источника, с целью противодействия току, возникающему между поверхностью металла и электролитом. Потребность в токе для катодной защиты стали колеблется в весьма широких пределах в зависимости от свойств грунта, состояния поверхности металла и типа и состояния покрытия. Ток для катодной защиты может быть получен от гальванического анода (магниевого или цинкового) или при наличии электроэнергии от выпрямителя.

В работе Маккея и Уортингтона (Mekay and Worthingtoп) [XVII. 22] говорится о том, что ряд металлов (табл. XVII. 13) построен на основе практических данных и лабораторных испытаний. Металлы, сгруппированные вместе, не обладают сильной склонностью вызывать гальваническую коррозию друг у друга. При соединении между собой двух металлов, расположенных далеко друг от друга, будет корродировать тот металл, который расположен выше. Данные о напряжении не приводятся, поскольку оно изменяется при каждом изменении коррозионного состояния (степени коррозии). Относительное расположение металлов во многих случаях изменяется, но перемещение металлов из одной группы в другую происходит крайне редко. Хромистое и хромо-никелевое железо, как указано, меняют место в зависимости от окисляющих условий, кислотности и наличия растворенных хлоридов. Гальванический ряд в том виде, в каком он приведен выше, характерен для многих, обычно встречающихся слабых водных растворов: морской воды, слабых кислот и щелочей.

Таблица XVII. 13

Гальванический ряд металлов

№ п.п.	Гальванический ряд металлов	№ п.п.	Гальванический ряд металлов
	Корродирующий элемент (анод)	14	Латунь
		15	Бронза
1	Магний	16	Медно-никелевые сплавы
2	Алюминий		
3	Дюралюминий	17	Медь
4	Цинк	18	Хромистое железо (пассивное)
5	Кадмий		
6	Железо	19	Хромо-никелевое железо (пассивное)
7	Хромистое железо (активное)		
		20	Серебряный припой
8	Хромистый никель	21	Серебро
9	Железо (активное)	22	Золото
10	Мягкий припой	23	Платина
11	Олово		Защищенный элемент (катод)
12	Свинец		
13	Никель		

Если два неоднородных металла, не находящихся в одной и той же группе списка, поместить в электролит и соединить между собой проводником, то по нему пойдет ток, корродирующий металл, приведенный в списке ближе к аноду и защищающий другой металл. Именно в этом заключается принцип катодной защиты при помощи гальванических анодов. Как показывает табл. XVII. 13, из обычных металлов выше железа в гальваническом ряду расположены магний, алюминий и цинк. Алюминий в качестве гальванических анодов широко не применяется. Магниевые аноды обладают более высоким раскачивающим потенциалом, чем аноды из других обычных металлов, а также большей способностью аккумулировать электричество (теоретически 2200 *а/ч/кг*). Магниевые или цинковые аноды заглубляют в почву, часто окружают подходящим насыпным материалом с низким сопротивлением и соединяют с трубопроводом при помощи изолированной медной проволоки. На только что изолированных и обмотанных трубопроводах эти гальванические аноды можно расположить на расстоянии 1,5—3 *км* друг от друга в зависимости от свойств грунта. Выпускаются аноды различных размеров. Основным критерием их выбора являются потребность в токе и срок службы. Потребность в токе должна быть определена экспериментально для каждой отдельной установки. В общем в порядке первого приближения можно считать, что средняя плотность тока, необходимая для защиты неизолированного трубопровода, колеблется от 1,1 до 3,2 *ма* на 1 $дм^2$, а для защиты изолированного и обмотанного трубопровода — от 0,0055 до 0,027 *ма* на 1 $дм^2$. По мере ухудшения состояния покрытия потребность в токе для защиты будет увеличиваться, пока не приблизится к расходу, необходимому для защиты неизолированного трубопровода.

Гальванические аноды имеют преимущества по сравнению с выпрямителями или другими мощными источниками тока в тех случаях, когда потребность в токе невелика или когда желательно распределить ток с постепенным и незначительным увеличением его силы вдоль трубопровода. Это преимущество имеет в основном экономический характер, поскольку токи малой силы часто дешевле генерировать при помощи гальванических анодов.

Выпрямители используются в качестве источника тока для катодной защиты в том случае, когда потребность в токе (или сопротивляемость грунтам) велика. Выпрямители дают более высокое раскачивающее напряжение, чем гальванические аноды. Когда покрытие трубопровода находится в хорошем состоянии, выпрямители можно расположить на очень большом расстоянии друг от друга. Однако это может привести к высоким отрицательным потенциалам близ выпрямителей с последующим повреждением покрытия, что в свою очередь вызовет увеличение потребности в защитном токе. Выпрямители, использующие внешние источники электроэнергии при перебоях с подачей энергии, выходят из действия и требуют больших ремонтных расходов.

Кроме того, при использовании выпрямителей возрастают эксплуатационные расходы, особенно в отдаленных местностях.

§ 4. КОМПРЕССОРНЫЕ СТАНЦИИ

1. РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ ОБВЯЗОЧНЫХ ТРУБОПРОВОДОВ КОМПРЕССОРНЫХ СТАНЦИЙ

Формула, применяемая для расчета стальных трубопроводов, применима и для обвязочных трубопроводов компрессорных станций. Как показано в табл. XVII. 4, трубопроводы компрессорных станций рассматриваются как трубопроводы типа В с расчетным коэффициентом F=0,50. Минимальная толщина стенок труб, предназначенных для трубопроводов компрессорных станций, а также для трубопроводов, сооружаемых в местностях I, II, III и IV классов, приведена в табл. XVII. 14.

Таблица XVII.14

Наименьшая номинальная толщина стенок труб в *мм*

	Номинальный диаметр, *мм*	Класс местности		Компрессорные станции
		I	II, III и IV	
Концы труб с резьбой или без резьбы	3,5	1,73	1,73	2,41
	6,5	2,24	2,24	3,02
	10,5	2,31	2,31	3,20
	12,7	2,77	2,77	3,73
	19,2	2,87	2,87	3,91
	25,4	3,38	3,38	4,55
	31,9	3,56	3,56	4,85
	38,1	3,68	3,68	5,08
	50,8	3,91	3,91	5,54
	63,5	2,62	3,18*	5,16
	76,2	2,64	3,18*	5,49
	88,9	2,64	3,18*	5,74
	101,6	2,64	3,18*	6,02
Концы труб без резьбы	127,0	2,64	3,18*	6,36
	152,4	2,64	3,96	6,36
	203,2	2,64	4,37	6,36
	254,0	2,64	4,78	6,36
	304,8	2,64	5,16	6,36
	355,2	3,40	5,33	6,36
	405,6	3,40	5,56	6,36
	508,0	3,40	6,35	6,36
558	610,660	4,17	6,35	6,36
	711,762	4,17	7,14	7,14
812	863,915	4,17	7,92	7,92

* Если приходится применять трубу с нарезкой для диаметров, в отношении которых наименьшая номинальная толщина стенок дана лишь для труб без нарезки, толщина стенок должна быть увеличена следующим образом: ∅ 63,5 — до 5,16 *мм*; ∅ 76,2 — до 5,49 *мм*; ∅ 101,6 — до 6,02 *мм*; ∅ 127 *мм* — до 6,55 *мм*; ко всем прочим величинам толщины стенок, приведенным в таблице, нужно добавить 2,54 *мм*.

Газопроводы компрессорных станций после монтажа подвергаются гидравлическому испытанию при давлении, составляющем не менее 140% максимального рабочего давления.

Диаметр обвязочных трубопроводов компрессорных станций, включая приемные и нагнетательные трубопроводы, определяют не при помощи обычной математической формулы. Приемные и нагнетательные трубопроводы принято сооружать с одинаковым диаметром, поскольку если вторые рассчитываются на низкую линейную скорость газа (с учетом сильной пульсации в них), то первые будут почти всегда иметь допускаемые скорости. Ограничение максимальной скорости 18 *м/сек* в приемных и выкидных линиях компрессорных станций дает хорошие результаты в эксплуатации.

Диаметр наружных трубопроводов, соединяющих между собой ряд компрессоров, следует выбирать на основе максимально допускаемых линейных скоростей. На рис. XVII. 4 показаны максимально допускаемые скорости для газов различного удельного веса. На компрессорных станциях, имеющих несколько компрессоров, можно уменьшить диаметр наружных трубопроводов, поместив приемные и нагнетательные линии в центральных пунктах, как показано на рис. XVII. 5. На этом же рисунке показаны также приемные и выкидные линии и обычный способ присоединения компрессорной станции к линейной части газопровода.

При такой обвязке магистральный трубопровод может остаться в эксплуатации даже при выходе компрессорной станции из строя. Пропускная способность трубопровода при этом снизится, но в какой-то мере это уменьшение может быть возмещено соседними компрессорными станциями.

Если имеется какая-то вероятность, что направление движения газа по магистрали может измениться, соответствующим образом выполняют и обвязку компрессорной станции. При обвязке, показанной на рис. XVII. 5, компрессорная станция может нагнетать газ в любом направлении. Это может иметь место в трубопроводе, связывающем газовый промысел с подземным газохранилищем.

2. КОМПРЕССОРЫ

Фирма «Форд, Бэкон энд Дэвис» предложила следующую формулу адиабатического сжатия для вычисления необходимой мощности компрессоров:

$$N_{\text{п}} = \frac{T_s \times 1{,}52\, p_{\text{б}}}{T_{\text{б}} E_m} \frac{K}{K-1}\left(R\frac{(K-1)}{K} - 1\right) + 0{,}12, \qquad \text{(XVII. 8)}$$

где $N_{\text{п}}$ — полезная мощность компрессоров (в тормозных *л. с.*), необходимая для сжатия 1 тыс. *м*³ газа в сутки; p_0 — стандартное абсолютное давление в *ат*; T_0 — стандартная температура в °К; T_s — температура всасывания в °К; K — степень сжатия; R — показатель адиабаты; E_m — механический к. п. д.; 0,12 — потери в задвижках.

При подстановке $p_{0(\text{абс})} = 1{,}033$ *ат*, $T_0 = 288{,}7°$ К, $T_s = 288{,}7°$ К, $K = 1{,}3$, $E_m = 0{,}92$ получим

$$N_{\text{п}} = 7{,}41\ (R^{0{,}231} - 1) + 0{,}12. \qquad \text{(XVII. 9)}$$

На основе этой формулы (и подобных ей) были составлены графики, по которым, зная показатель адиабаты и степень сжатия, можно определить необходимую мощность компрессоров (в тормозных *л. с.*) на 1 тыс. *м*³/*сутки*. На рис. XVII. 6 приведен такой график для различных величин показателя адиабаты.

При поставке компрессоров и двигателей фирмы-изготовители прилагают карты и таблицы с характеристикой этих компрессоров и двигателей.

На рис. XVII. 7 приведена эксплуатационная характеристика поршневого компрессора «Ингерсол-ранд», работающего от газового двигателя мощностью 2000 *л. с.* Этот компрессор предназначен для работы при избыточном давлении природного газа на приеме 14—42 *ат* и абсолютном давлении на выкиде 42—68 *ат*. Компрессор установлен для подземного газохранилища.

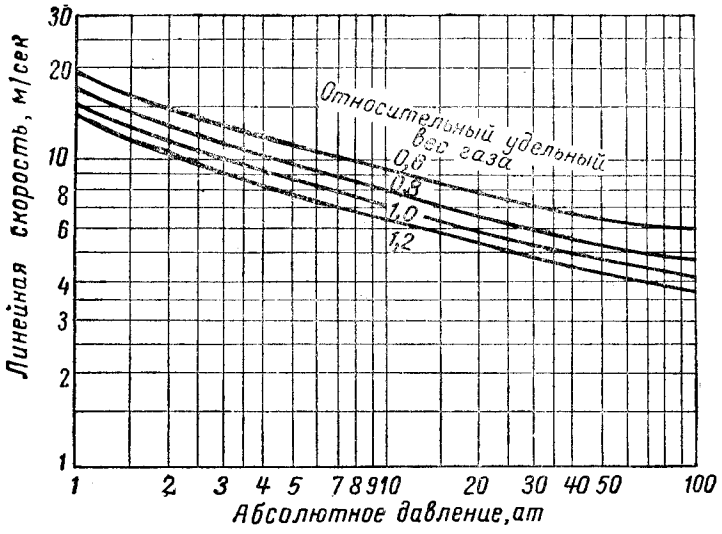


Рис. XVII. 4. Максимальная допускаемая линейная скорость газа в обвязочных трубопроводах компрессорных станций.

Двигатели и компрессоры магистральных газопроводов, предназначенные для сравнительно постоянных давлений на приеме и выкидке, часто не маневренны (и не требуют этого).

Бо́льшая часть вновь устанавливаемых газовых двигателей работает с турбонаддувом. Многие трубопроводные компании применяют турбонаддув в ранее установленных компрессорных установках, чтобы увеличить их мощность.

Для повышения к. п. д. двигателя применяются теплообменники, в которых теплота выхлопных газов используется для нагрева засасываемого воздуха.

В период с 1952 по 1955 г. на газопроводах были установлены центробежные компрессоры с приводом от газовых турбин общей мощностью 270 000 *л. с.* Устанавливаемые в настоящее время центробежные компрессоры с турбинными двигателями развивают мощность до 5000 *л. с.* Максимальный коэффициент сжатия на ступень повысился до 1,45. Применение многоступенчатых компрессоров с приводом от одной газовой турбины позволило обеспечить более высокую степень сжатия на одном компрессоре.

Преимуществами центробежных компрессоров, работающих от газовых турбин, являются отсутствие вибрации, значительно более низкая первоначальная стоимость на единицу мощности (частично вследствие применения упрощенных фундаментов) и более низкие эксплуатационные расходы.

Однако снижению первоначальной стоимости и текущих расходов противостоит увеличение расхода топлива и повышение мощности (в тормозных *л. с.*), необходимой для обеспечения одного и того же объема сжатия при коэффициенте сжатия, требующем больше одной ступени центробежного компримирования. Газовые турбины можно запустить на полную мощность из холодного состояния за 15 *мин.* Газовая турбина может развить добавочную мощность при низких температурах зимой, когда спрос на газ особенно велик. Турбины экономичны только в крупных установках мощностью 5000 *л. с.* и более, что несколько уменьшает «гибкость» компрессорной станции и ее способность работать с мощностью, близкой к обычной, при одной выключенной компрессорной установке. Компрессорная станция мощностью 1000 *л. с.*, например, имеющая две турбины мощностью 5000 *л. с.* каждая, по сравнению со станцией, имеющей пять поршневых двигателей по 2000 *л. с.*, будет испытывать большие затруднения при выходе из строя одного двигателя.

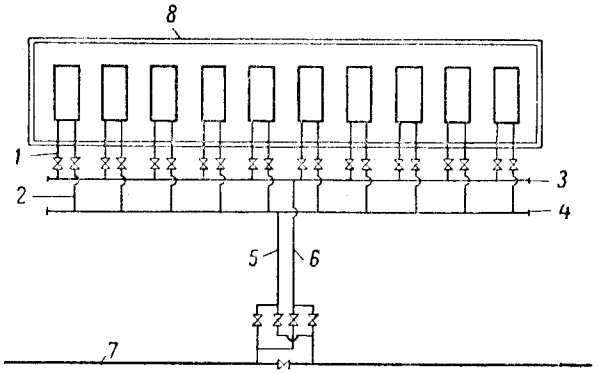


Рис. XVII. 5. Схема компрессорной станции.

1 — приемные линии к компрессорам; *2* — выкидные линии от компрессоров; *3* — всасывающий коллектор; *4* — выкидной коллектор; *5* — выкид; *6* — всасывание; *7* — магистральный газопровод; *8* — здание.

Вытекающая отсюда необходимость иметь резервные установки на компрессорных станциях означает, что большие мощности приходится устанавливать, зная, что они найдут только периодическое применение. Ограниченность максимальной степени сжатия центробежных компрессоров с трубопроводом может вызвать серьезные затруднения в аварийных обстоятельствах, когда при полном выходе из строя другой станции на этом же трубопроводе степень сжатия на данной станции окажется необходимым повысить на 50% или даже на 100%. На газопроводах, для которых особое значение имеет сохранение бесперебойного режима работы, центробежные компрессоры на трубопроводе, по-видимому, целесообразнее всего использовать на промежуточных вспомогательных станциях, находящихся между станциями, на которых установлены компрессоры с поршневыми двигателями

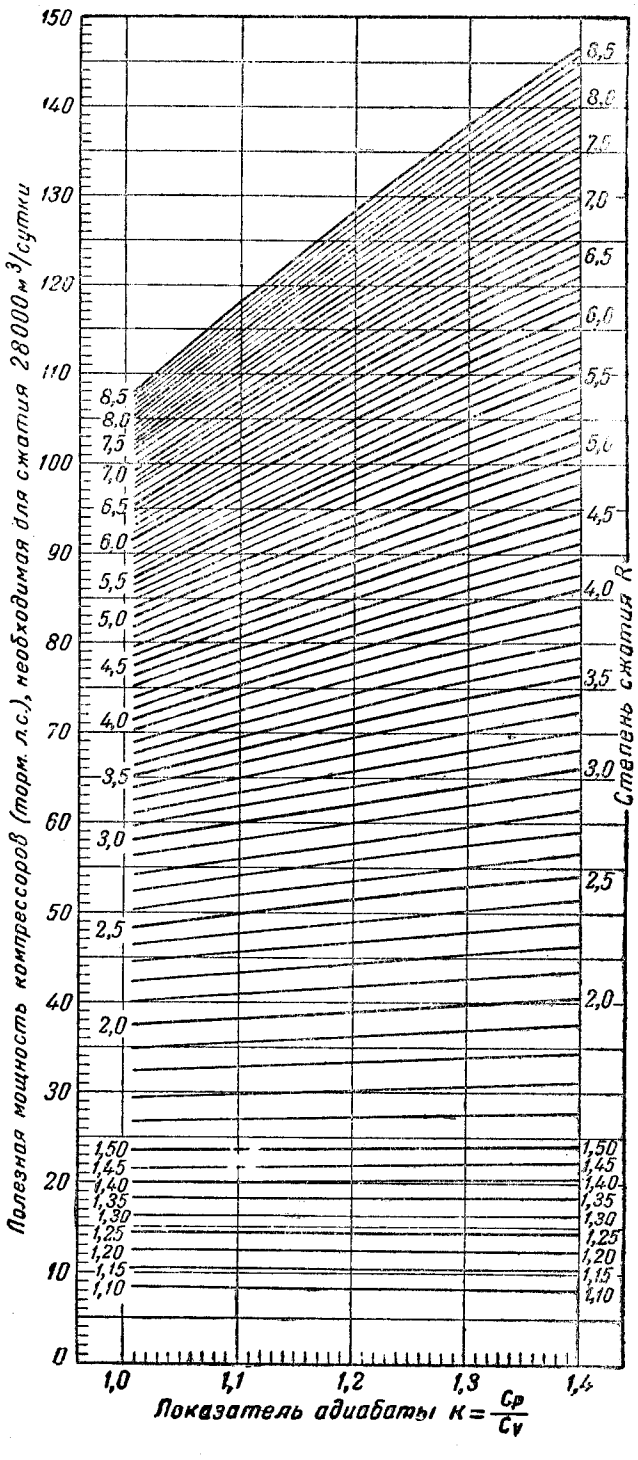


Рис. XVII. 6. Расчет мощности компрессорных станций. Механический к. п. д. цилиндра компрессора равен 92%.

3. ВСПОМОГАТЕЛЬНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ

На всех компрессорных станциях должно быть установлено определенное дополнительное оборудование, делающее станцию независимой от посторонних источников электроэнергии, воды и т. п. Кроме того, станции должны иметь оборудование для охлаждения газа и компрессоров. Цилиндры компрессоров имеют для охлаждения водяную рубашку, так как компримирование становится более эффективным по мере приближения его к изотермическому. Неотъемлемой частью любой компрессорной станции являются также холодильники для окончательного · охлаждения компримированного газа; при многоступенчатом компримировании промежуточные холодильники устанавливаются и между ступенями. Почти повсеместно в качестве охлаждающей среды применяется вода. Водоснабжение по возможности обеспечивается артезианской скважиной, хотя в некоторых местах может оказаться необходимым завоз воды автоцистернами. Система водоохлаждения обычно является закрытой, нагретая вода проходит через воздушную градирню и вновь возвращается в компрессоры. Потери воды возмещаются из резервуара.

Градирни являются важной частью большинства компрессорных станций и газоочистных установок. Они могут работать с принудительной и естественной тягой. Вода циркулирует через градирню при помощи насосов, создающих давление, достаточное для распыления ее в градирне в виде струй, обеспечивающих наиболее тесный контакт с воздухом. Переменными параметрами при проектировании и эксплуатации градирни являются;

1) приближение температуры охлаждающей воды к температуре точки росы;

2) интервал температур узлов, охлаждаемых водой;

3) скорость ветра;

4) высота градирни.

На рис. XVII. 8 приведена типичная схема потоков в закрытой системе охлаждения.

Вместо градирни для охлаждения воды в закрытых системах можно применять холодильники с ребристыми трубами с использованием воздуходувок, направляющих воздух на трубы с целью увеличения теплообмена.

Напорная система смазки подает под давлением масло ко всем подшипникам и ко многим другим движущимся частям газовых двигателей и компрессоров, нуждающихся в смазке.

Двигатели запускают сжатым воздухом при давлении, не превышающем 17,5 *кГ/см²*. С этой целью используют вспомогательный воздушный компрессор, способный компримировать воздух до 17,5 *кГ/см²*.

Для хранения сжатого воздуха применяют воздухоприемник или резервуар достаточной емкости.

Неотъемлемой частью компрессорной станции являются электрогенераторы, работающие от газовых двигателей. Они обеспечивают всю потребность в электроэнергии для освещения, небольших электродвигателей, контрольно-измерительных приборов, насосов и т. п.

При использовании центробежных компрессоров, работающих на приводе от газовых турбин, применяют небольшую «расширительную» газовую турбину, снижающую давление природного газа до атмосферного. Вместо нее для запуска можно применять двигатель внутреннего сгорания.

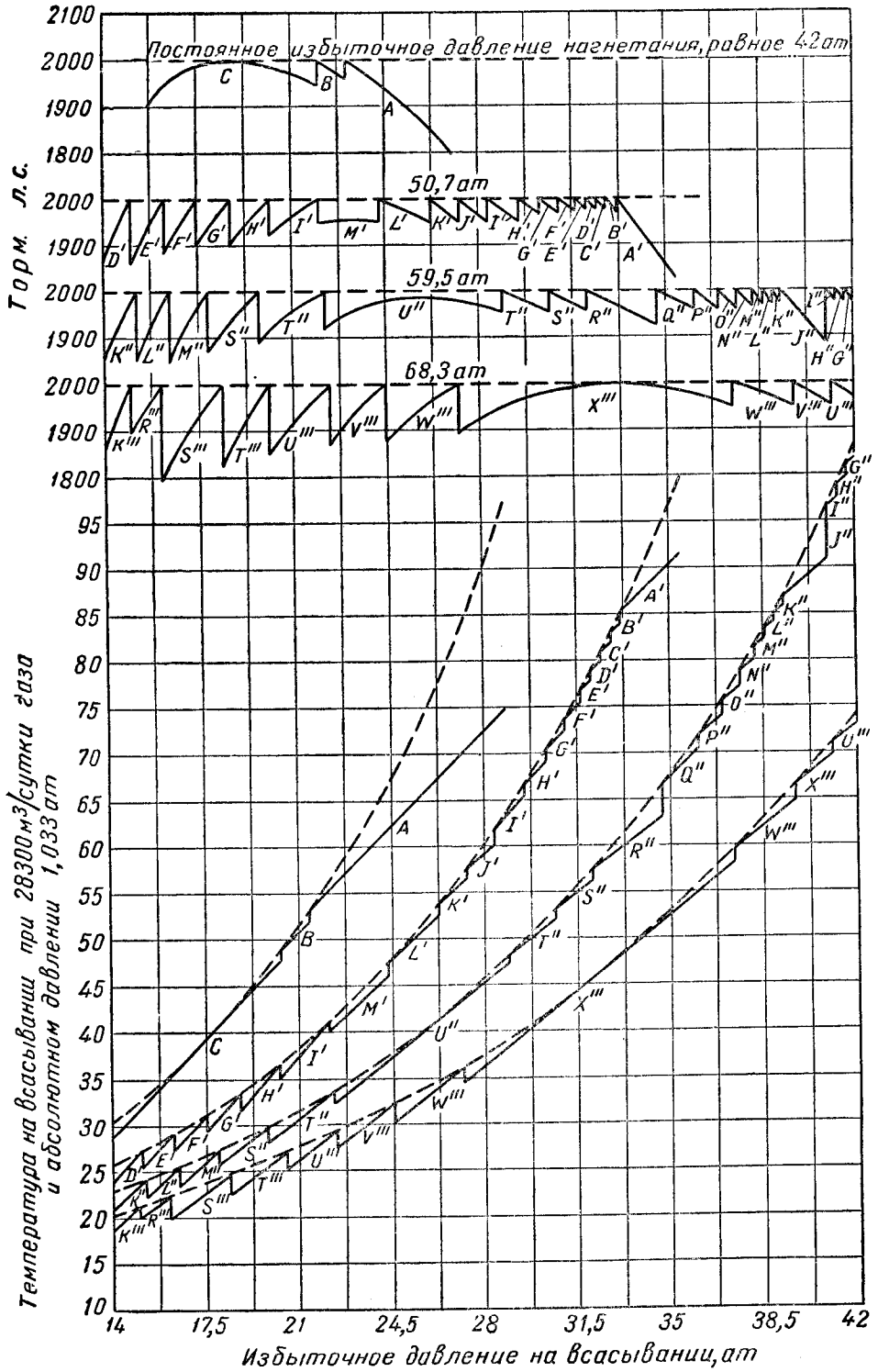


Рис. XVII.7. Эксплуатационная характеристика компрессора «Ингерсолл-ронд»

Сплошными линиями показана фактическая работа компрессора.

$K = 1{,}30$; число оборотов 330 *об/мин*; объем, вытесняемый поршнем в 1 *мин*, равен 55,7 *м*³; A — все карманы закрыты; B — один карман открыт; C — два кармана открыты; A' — все карманы закрыты; B' — один карман открыт; C' — два кармана открыты; D' — три кармана открыты; E' — четыре кармана открыты; F' — пять карманов открыты; G' — шесть карманов открыты; H' — семь карманов открыты; I' — восемь карманов открыты; J' — один нагнетательный клапан не загружен; K' — один нагнетательный клапан не загружен, один карман открыт; L' — один нагнетательный клапан не загружен, два кармана открыты; M' — один нагнетательный клапан не загружен, три кармана открыты; J' — шесть карманов открыты; H'' — семь карманов открыты; I'' — восемь карманов открыты; K'' — один нагнетательный клапан не загружен, все карманы закрыты; L'' — один нагнетательный клапан не загружен, один карман открыт; K''' — один нагнетательный клапан не загружен, два кармана открыты; R''' — один нагнетательный клапан не загружен, все карманы закрыты; S''' — два нагнетательных клапана не загружены, один карман открыт; T''' — два нагнетательных клапана не загружены, два кармана открыты; U''' — два нагнетательных клапана не загружены, три кармана открыты; V''' — два нагнетательных клапана не загружены, четыре кармана открыты; W''' — два нагнетательных клапана не загружены, пять карманов открыты; X''' — два нагнетательных клапана не загружены, шесть карманов открыты; M'' — один нагнетательный клапан не загружен, три кармана открыты; N'' — один нагнетательный клапан не загружен, четыре кармана открыты; O'' — один нагнетательный клапан не загружен, пять карманов открыты; P'' — один нагнетательный клапан не загружен, шесть карманов открыты; Q'' — один нагнетательный клапан не загружен, семь карманов открыты; R'' — два нагнетательных клапана не загружены, все карманы закрыты; S'' — два нагнетательных клапана не загружены, один карман открыт; T'' — два нагнетательных клапана не загружены, два кармана открыты; U'' — два нагнетательных клапана не загружены, три кармана открыты.

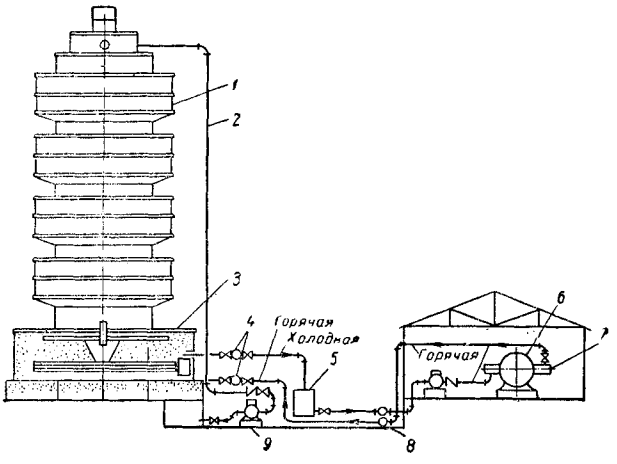


Рис. XVII. 8. Схема потоков в закрытой системе охлаждения.

1 — градирня; *2* — водопровод для горячей воды; *3* — холодная вода; *4* — главный коллектор; *5* — емкость для питания системы; *6* — компрессор; *7* — двигатель; *8* — водяной коллектор; *9* — насос для подачи воды на градирню.

§ 5. ЭКСПЛУАТАЦИЯ ТРУБОПРОВОДОВ, ДИСПЕТЧЕРСКАЯ И РЕМОНТНАЯ СЛУЖБА

Диспетчеризация транспорта природного газа осуществляется диспетчерским бюро, расположенным в конечном пункте (пункте назначения) газопровода. Функции этого бюро заключаются в определении подлежащего поставке газа в зависимости от погоды (обусловливающей увеличение или уменьшение потребления газа в быту — для отопления домов) и потребности в газе промышленных и торговых предприятий.

Диспетчер осуществляет регулирование, отдавая распоряжение о давлении, которое должно поддерживаться на входе в газопровод, или же о вводе в действие двигателей на компрессорных станциях, или же об объеме газа, который должен быть подан в трубопровод. Наиболее целесообразной формой диспетчерских приказов является определение минимального давления или интервала давлений, которое должно поддерживаться на трубопроводе. Операторы на компрессорных станциях или подземных газохранилищах обычно лучше знают обстановку на своих объектах и им проще определить, что нужно сделать для достижения и поддержания давления, указанного диспетчером.

При высоком расходе газа в трубопроводе увеличить давление очень трудно. Для этой цели обычно требуется использовать всю мощность компрессорных станций; кроме того, может оказаться превышенной норма отбора из подземного газохранилища. Поэтому необходимо как можно раньше предвидеть пиковое газопотребление и повысить давление в газопроводе до того, как возникнет потребность в газе.

Особого внимания требует проведение ремонтных работ на трубопроводах. Должны быть созданы аварийные бригады, способные незамедлительно приступить к ремонту при аварии трубопровода. На протяжении всего газопровода на определенном расстоянии друг от друга в доступных местах должны быть сложены зажимы для ликвидации утечки, трубы и все необходимые для ремонта части и материалы. За трубопроводом нужно непрерывно вести наземное и воздушное наблюдение. Наземное наблюдение осуществляют обходчики, воздушное ведут с помощью вертолетов с небольшой высоты.

Обычно обходчики отправляются на осмотр вдвоем на автомобиле. Первый рабочий начинает пешком обход, а второй подводит автомобиль к следующему пересечению дороги с трубопроводом. Здесь он оставляет автомобиль и начинает обход следующего участка пешком. Когда первый рабочий доходит до этого пересечения, он садится в автомашину и подводит ее к следующему переходу, откуда снова начинает обход пешком. Это повторяется до тех пор, пока не будет осмотрен весь участок трубопровода. При подобном наземном и воздушном (с небольшой высоты) осмотре легко обнаружить небольшую утечку по характерной бурой окраске растительности. Наземный обход, естественно, позволяет обнаружить некоторые небольшие разрывы, невидимые с воздуха. Такие разрывы можно ликвидировать, прежде чем они станут серьезными и вызовут перебои в подаче газа.

Трубопроводные задвижки подлежат периодической смазке. Все наземные трубопроводы должны быть защищены от атмосферных осадков путем окраски. Постоянно приходится производить профилактический ремонт на компрессорных станциях. Двигатели разбирают и ремонтируют, смазывают задвижки и другие части, поддерживают в чистоте и окрашивают здания и оборудование и т. п.

§ 6. ГОРОДСКИЕ ГАЗОРАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНЫЕ СТАНЦИИ

Задача городской газораспределительной станции заключается в замере объема доставленного газа, регулировании давления и одоризации газа. Правильный выбор числа, пропускной способности и расположения ГРС зависит от конструктивного решения всей системы магистрального газопровода, газохранилищ и распределительной сети. Крупные газораспределительные системы должны обслуживаться двумя (или более) станциями с тем, чтобы выход из строя одной станции можно было компенсировать вводом в действие резервной мощности на другой станции. В соответствии с кодом «ASAB 31. 1» (1955 г.) напорные магистральные трубопроводы, проходящие по густо населенным районам, должны удовлетворять дополнительным требованиям в отношении материалов, используемых при их сооружении. Соответствующий выбор конечного пункта магистрального газопровода высокого давления у ГРС должен осуществляться с учетом современного состояния и перспектив

развития данного района. Должно быть учтено также расположение электрических и телефонных сетей и автомобильных дорог, обеспечивающих подъезды к ГРС в течение всего года. Городская газораспределительная станция с сетью газопроводов, ведущих от нее в город, является сердцем местной распределительной системы. Правильная конструкция ГРС обеспечивает возможность подачи резко колеблющихся (в зависимости от спроса) объемов газа при минимальных затратах.

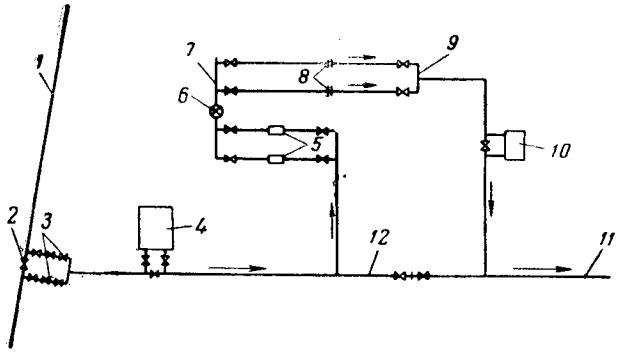


Рис. XVII. 9. Схема типичной ГРС.

1 — магистральный газопровод; *2* — автоматический кран; *3* — обратные клапаны; *4* — подогреватель; *5* — регуляторы; *6* — предохранительный клапан; *7* — входной коллектор; *8* — счетчики; *9* — выходной коллектор; *10* — одоризационная установка; *11* — в городской коллектор; *12* — обводная линия.

Контракт, в соответствии с которым приобретается газ у трубопроводной фирмы, устанавливает условия подачи и замера газа, которые в свою очередь определяют конструкцию ГРС. Контракт обусловливает, в частности, кто (продавец или покупатель) должен построить, содержать и эксплуатировать оборудование для регулирования давления, нагрева, замера и одоризации газа.

Если по условиям контракта этим должен заниматься продавец, контрактом устанавливаются давление и объем газа, которые продавец должен обеспечить на выходе из ГРС. В других случаях продавец может согласиться лишь на замер газа при давлении, колеблющемся от согласованного минимума до согласованного максимума.

На рис. XVII. 9 представлена схема типичной ГРС.

Газораспределительную станцию присоединяют к магистральному газопроводу при помощи бокового отвода. При возможности делают двойное присоединение: до автоматической линейной секционной задвижки и после нее. В этих присоединениях обычно устанавливают краны так, что в аварийных случаях, когда секционная задвижка закрывается, присоединение не сможет служить байпасом вокруг задвижки. Эта конструкция позволяет предотвратить полную или частичную потерю газа в случае разрыва магистрального газопровода до или после отбора газа в городскую газораспределительную станцию.

Целесообразность выбора такой схемы в любом конкретном случае зависит от конструкции и условий эксплуатации всей газопроводной системы в целом.

Недалеко от отвода непосредственно до регуляторов давления газ подается к косвенному газонагревателю, в котором повышают температуру всего (или части) газа. Необходимость в газонагревателе и мощность последнего зависят от температуры подаваемого газа, содержания водяного пара в нем и степени понижения температуры газа, вызываемой адиабатическим расширением газа при уменьшении его давления в регуляторах.

Даже если влажность газа недостаточна для образования гидратов (благодаря чему не требуется нагрев газа с целью предотвращения гидратообразования), необходимо все же сделать так, чтобы температура газа превышала температуру замерзания воды (0° С).

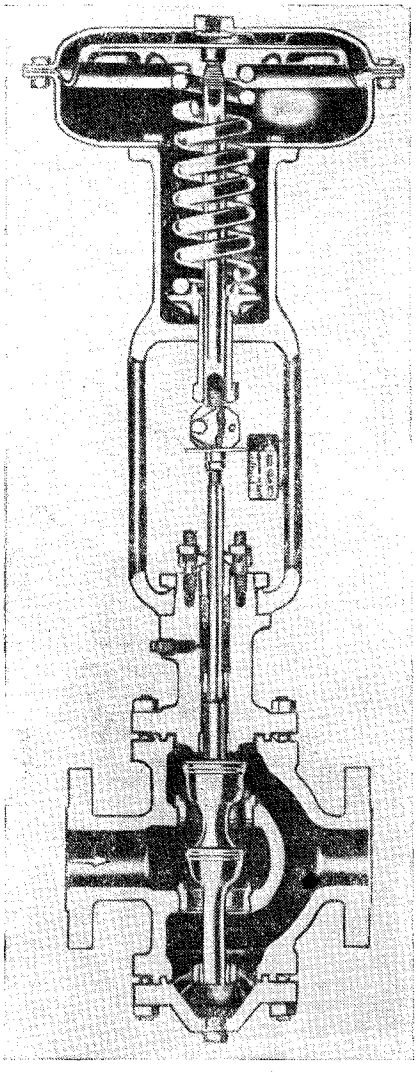


Рис. XVII. 10. Пружинный регулятор давления.

Регулирование давления газа осуществляется при помощи пружинных, контргрузных или пилотных регуляторов, т. е. регуляторов с управляющим клапаном.

Верхняя часть диафрагмы должна быть присоединена непосредственно к трубе, расположенной за регулятором.

В пружинном регуляторе на диафрагму воздействует, с одной стороны, давление газа, прошедшего регулятор, а с другой — пружина, отрегулированная на давление, которое должно поддерживаться за регулятором (рис. XVII. 10). Когда давление газового потока за регулятором падает ниже давления, на которое рассчитана пружина, последняя передвигает диафрагму, присоединенную непосредственно к клапану регулятора, открывает его и дает доступ газу, повышая тем самым давление за регулятором.

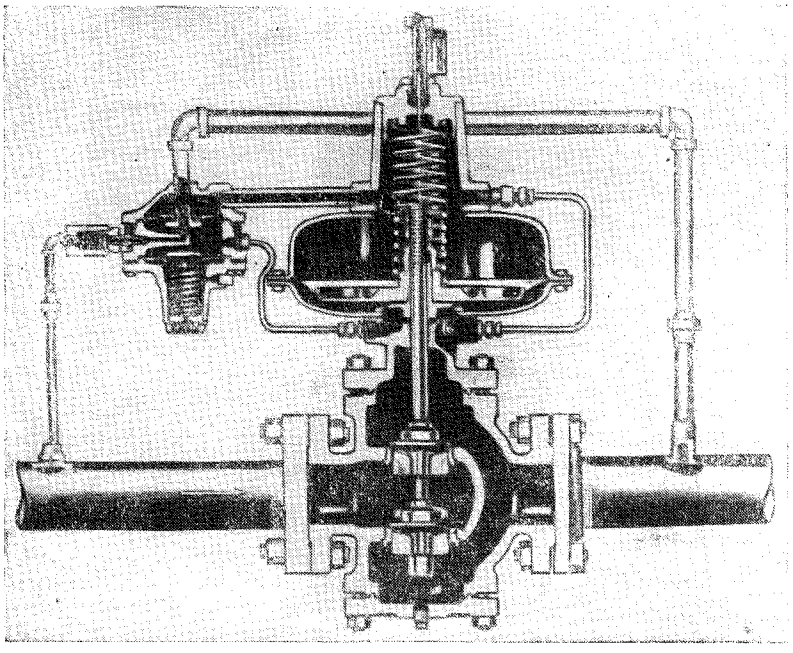


Рис. XVII. 11. Регулятор давления с управляемым клапаном.

Если же давление за регулятором превышает уровень, на который рассчитана пружина, диафрагма перемещается в другом направлении и закрывает клапан.

Регуляторы с управляемым клапаном (рис. XVII. 11) обеспечивают минимальные отклонения давления на выходе из регуляторов по сравнению с необходимым и, таким образом, позволяют производить наиболее точные измерения.

Давление газа, прошедшего через регулятор, воздействует на диафрагму и открывает и закрывает пилотный клапан. Когда последний открывается, то открывается доступ к главной диафрагме газу, не прошедшему еще через регулятор. Давление этого газа, воздействуя на диафрагму, перемещает ее и открывает главный клапан регулятора.

При установлении размера регуляторов следует учитывать желательность использования не одного, а нескольких регуляторов и обводящих линий, чтобы выход из строя одного регулятора не мог бы вывести из строя всю станцию.

Из регуляторов газ поступает в верхний замерный коллектор. Относительное расположение этого коллектора, его емкость и конструкция в значительной мере определяют точность счетчиков. Коллектор создает «газовую подушку» для расширенного газа, выходящего из регуляторов, устраняя распространение пульсации от регуляторов к счетчику. На замерном коллекторе устанавливаются предохранительные клапаны, их задачей является защита счетчиков и следующих за ними трубопроводов от превышения давления при любой ненормальности в работе регулятора или при полном выходе его из строя. Когда давление газа превышает уровень, на который рассчитана пружина, предохранительный клапан открывается и газ выходит в атмосферу. В тех случаях, когда любая из имеющихся городских газораспределительных станций может обеспечить потребности данной распределительной системы, вместо предохранительных клапанов, выпускающих газ в атмосферу, можно применить специальные отключающие устройства.

Для замера газа применяются диафрагменные или объемные счетчики в зависимости от подлежащего измерению количества газа. После замера газ поступает в нижний коллектор, аналогичный верхнему замерному коллектору. Нижний коллектор, как и верхний, создает «газовую подушку», предотвращающую пульсацию. К газу, поступающему в нижний коллектор (или выходящему из него), добавляют одорант. Приборы (калориметры, гравитометры, самозаписывающие термометры и телеманометры) обычно устанавливаются в соседнем здании.

Конструкция и параметры трубопроводов, счетчиков, задвижек и регуляторов для газораспределительной станции выбирается в соответствии с таблицами, выпускаемыми поставщиками данного оборудования, или же по справочнику, публикуемому ежегодно журналом «Американ гэз джорнел» [XVII. 1]. Конструкция оборудования и схемы его расположения должны обеспечивать наличие достаточной площади, вентиляции, взрывобезопасных электросистем и защиту от излишнего перегрева и охлаждения. Может оказаться целесообразным удлинить выводы труб счетчиков и расположить диафрагменные счетчики в отдельном, хорошо изолированном помещении с регулируемой температурой. Это облегчает осуществление тарировки и наладки счетчиков и замену их картограмм.

1. ОДОРИЗАЦИЯ

Природные газы, не имеющие сернистых соединений, практически лишены запаха. Между тем желательно, чтобы присутствие газа было сразу же заметным. Придание газу запаха позволяет немедленно обнаружить присутствие его в помещении и облегчает обнаружение мест утечки газа.

Для того чтобы придать природному газу характерный запах, сходный с запахом искусственных газов, к природному газу добавляют в ничтожных количествах сернистые соединения (одоранты).

Качества идеального одоранта и выпускаемых одорантов перечислены ниже. Кратко характеризуются также современные методы одоризации природного газа.

2. КАЧЕСТВА ОДОРАНТОВ

Идеальный одорант, будучи добавленным к природному газу, транспортируемому по магистральным газопроводам, распределительным и разводящим сетям, должен обладать следующими качествами.

1. Быть химически стойким.

2. Иметь высокую интенсивность специфического запаха даже при очень низком содержании одоранта в газе при любых давлениях и температурах.

3. Не быть токсичным и не обладать раздражающими качествами. Нетоксичными должны быть и продукты сгорания одоризированного газа.

4. Стоимость одоранта должна быть невысокой.

Выпускаемые промышленностью одоранты представляют собой содержащие серу органические соединения. По степени интенсивности запаха их можно расположить следующим образом: 1) дисульфиды; 2) тиоэфиры; 3) сероуглеродные циклические соединения; 4) меркаптаны.

Интенсивность запаха соединений всех классов изменяется в зависимости от сероуглеродного соотношения.

Большое значение имеет также химическая устойчивость этих соединений по отношению к внешним условиям, характерным для работы магистральных газопроводов. По степени устойчивости (в порядке ее увеличения) эти соединения могут быть перечислены в такой последовательности: 1) меркаптаны; 2) дисульфиды; 3) тиоэфиры; 4) сероуглеродные циклические соединения.

Меркаптаны легко вступают в реакцию с кислородом, который в очень небольшом количестве присутствует в газе, образуя дисульфиды. Скорость исчезновения меркаптана определяется концентрацией кислорода, каталитической активностью трубопровода и временем пребывания газа в трубопроводе. Кислород попадает в газ на каком-то этапе его транспортировки. В газе, выходящем из скважины, он отсутствует. Присутствие незначительного количества кислорода наряду с каталитическим действием пленки окиси железа на трубах приводит к образованию более устойчивых, но обладающих менее сильным запахом дисульфидов. Дисульфиды, тиоэфиры и сероуглеродные циклические соединения в обычных условиях, характерных для работы трубопроводов, химически неактивны.

Предметом особого изучения были сорбционные качества различных грунтов по отношению к различным одорантам. Адсорбционные качества грунтов могут значительно затруднить распознавание по запаху утечки газа из заглубленных магистралей.

Одоранты могут быть эффективными при концентрациях, значительно более низких, чем концентрация растворения одоранта в газе при давлении и температуре транспортировки газа. Концентрация одоранта в газовой фазе может быть вычислена приблизительно по формуле

$$y = \frac{p_0}{p},$$

где y — мольное содержание одоранта в паре; p_0 — упругость паров одоранта при данной температуре; p — общее давление системы.

По этому уравнению предполагается, что природный газ не растворим в одоранте и что общее давление не оказывает влияния на упругость паров одоранта.

Чтобы быть действенным, одорант должен иметь запах, резко отличный от других встречающихся запахов. Перечисленные выше сернистые соединения при применяемой для одоризации концентрации их неядовиты. При сгорании одорантов образуется двуокись и триокись серы, но в небольшом количестве, являющемся физиологически безвредным.

Хотя к природному газу добавляются ничтожные количества одорантов, стоимость самого одоранта составляет бо́льшую часть расходов, связанных со строительством и эксплуатацией одоризационной установки. Однако увеличение вырабатываемого промышленностью количества одорантов приводит к существенному снижению их цены.

Взрывоопасный предел содержания природного газа в воздухе составляет примерно 5% по объему. В связи с этим закон требует, чтобы концентрация одоранта была установлена на уровне, при котором «нормальный» индивидуум может обнаружить запах одоранта, при содержании в воздухе 1 объемного процента газа.

3. ОДОРИЗАТОРЫ ГАЗА

Одоризаторы газа можно классифицировать в зависимости от метода, которым одорант вводят в газ. Обычно для этой цели применяют прямую инжекцию или массопередачу с поверхности, смоченной одорантом, к газу, проходящему по обводящей линии. Одоризаторы последнего типа часто называют «абсорбционными».

Важной чертой всех одоризаторов является то, что количество инжектируемого одоранта должно быть пропорционально расходу газа.

Объемная скорость инжекции регулируется при помощи сигналов, передаваемых из трубки Пито — Вентури в насос регулируемого объема.

На рис. XVII. 12 приведена принципиальная схема автоматической одоризационной установки.

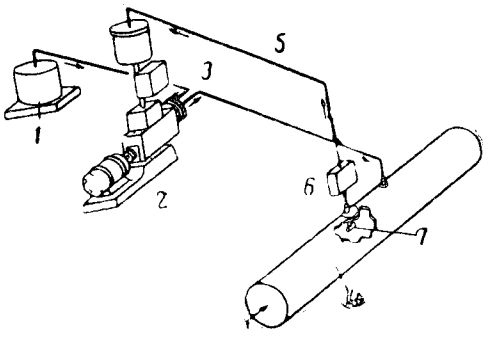


Рис. XVII. 12. Принципиальная схема автоматической одоризационной установки.

1 — емкость для одоранта; *2* — плунжерный насос; *3* — линия поступления одоранта в газопровод; *4* — газопровод; *5* — контрольная линия; *6* — трансмиттер; *7* — трубка Пито — Вентури.

§ 7. РАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНЫЕ СИСТЕМЫ

Разводящие сети, домовые вводы, внутренние разводки и счетчики, необходимые для доставки газа конечным потребителям, составляют распределительную систему. Сооружение новых систем и расширение и модернизация действующих являются самостоятельной отраслью газового строительства. Основной задачей при проектировании является создание системы, способной удовлетворить потребность района, обслуживаемого системой, в газе при минимальных капиталовложениях, совместимых с требованиями безопасности. На снабжение природным газом переходят в основном районы, в которых уже существуют распределительные системы для искусственного газа. В большинстве эти старые системы были рассчитаны на сравнительно небольшой расход газа, в связи с чем в разводящих сетях стандартного диаметра достаточно было поддерживать давление 0,02 *кГ/см²*. В крупных системах, помимо разводящих сетей, работающих под давлением 0,02 *кГ/см²*, имеются промежуточные газопроводы, работающие при более высоких давлениях и предназначенные для подачи газа с газового завода в разводящие трубопроводы низкого давления. Строительство этих старых систем началось более 50 лет назад, и все эти годы они очень хорошо служили газовой промышленности.

Современные методы строительства и ремонта позволяют ремонтировать, модернизировать и расширять эти

старые системы с целью использования их для распределения природного газа. Когда и где следует ремонтировать, заменять (полностью или частично) эти старые системы — это проблемы, которыми занимаются проектировщики распределительных систем.

Новые методы сварки стальных труб, контроль качества сварных соединений при помощи рентгеновских лучей, катодная защита, новые фитинги для чугунных разводящих сетей, испытание трубопроводов при высоком давлении, предохранительные клапаны позволяют эксплуатировать современные распределительные системы высокого давления с меньшим риском и с большей безопасностью, чем старые распределительные системы, работавшие при давлении 0,02 *кГ/см²*. Только применение современной техники строительства обеспечивает сооружение надежной и маневренной в эксплуатации распределительной системы на единицу капиталовложений. Проектирование распределительных сетей производится с учетом рабочего давления, которое предполагают в конечном счете поддерживать в системе (0,02; 0,14; 0,35; 1,75 *кГ/см²* или более высокое давление). Конечную пропускную способность проектируемой системы обычно определяют с учетом максимального давления, которое может выдержать старая система (для искусственного газа) при замене соединительных муфт, старых поврежденных труб и т. п. Во многих случаях распределительную систему разделяют на участки с различным расчетным давлением, границы которых определяются экономическими факторами. В ряде случаев может оказаться оправданной замена всей старой системы или части ее новой системой, рассчитанной на конечное максимальное давление 1,05—1,75 *кГ/см²*.

Природный газ подают в распределительную систему через газораспределительную станцию (или несколько газораспределительных станций). Давление у распределительной станции составляет от 10,5 до 35,0 *кГ/см²*, оно определяется либо рабочим давлением в магистральном газопроводе, либо особыми условиями контракта на поставку газа. Газопроводы, соединяющие газораспределительные станции с распределительной системой, рассчитываются так, чтобы обеспечить полное использование высокого давления газа, поступающего к ГРС. Чем выше давление, тем больше подобных газопроводов, соединяющих ГРС с различными участками распределительной системы (и проходящих вокруг нее), может быть построено, а это придает системе бо́льшую надежность и маневренность в эксплуатации.

При проектировании различных уличных разводящих газопроводов в распределительной системе, обслуживающих отдельные бытовые или коммерческие потребители, прежде всего необходимо определить максимальное рабочее давление в них. Это давление может колебаться от 0,02 до 1,75 *кГ/см²*. Если давление в уличных разводящих газопроводах поддерживается на уровне, значительно превышающем 0,02 *кГ/см²*, нужно установить индивидуальные домовые регуляторы или же групповые регуляторы, обслуживающие несколько зданий.

Следующий этап — установление объемов газа, которые должны подавать эти уличные разводящие газопроводы. При этом можно пользоваться средними показателями расхода газа на потребителя в данной местности.

Необходимо установить давление, на которое будут рассчитаны все индивидуальные домовые регуляторы (обычно оно составляет от 12,5 до 15 *см вод. ст.*). Нужно определить допускаемую потерю давления и диаметр домовых вводов, идущих от уличных разводящих газопроводов до регуляторов (обычно диаметр домовых вводов составляет 25 *мм* для разводящих газопроводов, работающих при давлении 0,14 *кГ/см²*, и 17 *мм*, для работающих при давлении 0,7 *кГ/см²*.

Необходимо очертить район, который будет обслуживаться данным уличным разводящим газопроводом, и выбрать пункты, в которых газ высокого давления будет подаваться в систему из уличных регуляторов.

Диаметр уличных разводящих газопроводов определяется при помощи специальных формул. Одной из формул, широко применяемых в промышленности природного газа, является формула Шпитцгласса. Для избыточных давлений, не превышающих 0,07 *кГ/см²*, эта формула может быть выражена следующим образом:

$$Q = 1{,}04K\left(\frac{h}{\gamma L}\right)^{1/2}, \qquad \text{(XVII. 10)}$$

где Q — расход газа при абсолютном давлении 1,033 *ат* и 15,6° С в *м³/ч*; h — падение давления в *мм вод. ст.*; γ — удельный вес газа относительно воздуха; L — протяженность трубопровода в *м*

$$K = \left(\frac{d^5}{1 + \frac{9{,}14}{d}\,0{,}012\,d}\right)^{1/2}. \qquad \text{(XVII. 10а)}$$

Здесь d — внутренний диаметр трубопровода в *см*.

Для давлений, превышающих 0,07 *кГ/см²*, формула принимает следующий вид:

$$Q = 101{,}7\,K\left(\frac{pp_{\text{ср}}}{\gamma L}\right)^{1/2}, \qquad \text{(XVII. 11)}$$

где Q, L, K, d имеют то же значение, что и в формуле (XVII. 10а).

p — потери давления в *кГ/см²*; $p_{\text{ср}}$ — среднее абсолютное давление в трубопроводе в *ат*.

Для определения диаметра уличных разводящих трубопроводов низкого давления применяются также формулы Поула и Фрицше (последняя для уличных газоводов, работающих под давлением 1,05 *кГ/см²* и менее и имеющих диаметр 200 *мм* и менее).

Для распределительных газопроводов всегда устанавливается IV класс местности.

Для распределительных газопроводов катодная защита имеет такое же значение, как и для магистральных. Катодная защита распределительных систем обычно проектируется вместе с катодной защитой других заглубленных коммунальных сетей. В городах более интенсивны блуждающие токи, что следует учесть при проектировании катодной защиты городских сетей.

ГЛАВА XVIII

ПОДЗЕМНОЕ ХРАНЕНИЕ ПРИРОДНОГО ГАЗА

Подземными называются такие газохранилища, которые созданы в пористых породах, залегающих на различных глубинах, и которые способны вмещать в себя большие количества природного газа, по происхождению не связанного с этими породами. Газ хранится в поровом пространстве породы, ранее содержавшей газ, нефть или воду.

Пласты, из которых до использования под хранилище добывали газ или нефть, следует проверять с точки зрения их способности сохранить газ под давлением. В тех случаях, когда вблизи районов газопотребления не имеется выработанных нефтяных коллекторов, подземные хранилища газа создаются в водоносных пластах. Данные по развитию подземного хранения газа в США приведены в табл. XVIII. 1.

При определении емкости газохранилища и темпов отбора газа предварительно необходимо изучить спрос потребителей на газ. Большое влияние на темпы потребления газа в отопительный сезон оказывает погода.

После установления для распределительной системы годовых объемов хранения и суточных расходов газа может быть запроектировано промысловое обустройство хранилищ.

Таблица XVIII. 1

Развитие подземного хранения газа в США

Годы	Количество газохранилищ	Количество штатов, в которых имеются хранилища газа	Отбор газа из хранилищ, млрд. $м^3$	Предельная емкость хранения, млрд. $м^3$
1944	50	11	—	3,78
1947	70	11	—	7,00
1949	80	11	—	13,95
1950	125	15	4,00	21,67
1951	142	15	5,60	25,65
1952	151	16	6,58	36,18
1953	167	17	6,52	48,58
1954	172	17	8,51	52,05
1955	178	18	9,85	58,69
1956	188	20	13,92	96,27

§ 1. УСЛОВИЯ ПОЛНОЙ ЗАГРУЗКИ ГАЗОПРОВОДА

Высокоразвитые северо-восточные и северные области Соединенных Штатов, а также Восточная Канада не имеют запасов природного газа. Его можно доставить с юго-западной части Соединенных Штатов и из Западной Канады по магистральным газопроводам протяженностью свыше 3000 *км*. Задача компаний, обслуживающих магистральные газопроводы, состоит в том, чтобы добиться 100%-ного использования их пропускной способности в течение всего года. Такая загрузка позволяет достичь наименьшей стоимости транспортировки газа, так как при этом все виды затрат (обслуживание, эксплуатационные расходы, амортизация, расходы общего назначения и налоги) распределяются на большее количество продукции. Годовая эксплуатация газопровода при 100%-ной производительности определяется термином «стопроцентный коэффициент загрузки».

Процентное выражение частного от деления годовой фактической подачи на годовую пропускную способность называется коэффициентом загрузки действующего газопровода.

Задача состоит в том, чтобы добиваться работы газопровода с более высоким коэффициентом загрузки. С этой целью в периоды пикового потребления газа стремятся организовать равномерную или непрерывную подачу газа промышленным объектам при пониженных расходах.

В других случаях работа магистральных газопроводов с высоким коэффициентом загрузки достигается за счет использования подземных хранилищ газа, расположенных вблизи района газопотребления.

1. КОЭФФИЦИЕНТЫ ЗАГРУЗКИ В ГАЗОРАСПРЕДЕЛЕНИИ

Все потребители природного газа — бытовые, коммунальные, промышленные, так же как и отопление, характеризуются переменностью газопотребления. Наибольшие затруднения вызываются отоплением, потребность газа на которое колеблется в пределах от нуля в летние и до максимума в зимние месяцы.

Природный газ пользуется большим спросом как топливо для бытовых нужд, что определяет его стоимость и конкурентоспособность по сравнению с другими видами топлива. Потенциально максимум использования газа определяется затратами газа на отопление жилых домов. В этом случае проблема состоит в изыскании эффективных и экономичных методов регулирования подачи газа на нужды отопления.

2. ПОДАЧА ГАЗА НА ОТОПЛЕНИЕ

Температура воздуха, при которой не требуется отопление, составляет в США 18,3° С; при температуре воздуха хотя бы на 1° ниже этой величины возникает необходимость в отоплении.

Для удобства получения осредненных данных об объеме газа потребного для отопления (что необходимо как при расчете распределения газа по потребителям, так и для проектирования новых газопроводов), в США количество газа, необходимого на отопительный сезон, определяется в зависимости от величины градусо-суток. Так, например, среднесуточная температура 0° С эквивалентна 18,3 градусо-суткам. Нормальный отопительный сезон в Детройте характеризуется 3560 градусо-сутками. Эта величина по данным бюро прогнозов США является средней за 30 лет (1921—1950 гг).

В табл. XVIII. 2 приведены средние числа градусо-суток по месяцам за 30 лет в 24 городах различных районов США и в одном городе Канады. Из этой таблицы следует, что приблизительно 70% от общего количества потребляемого газа на отопительные цели приходится на декабрь, январь, февраль и март, в то время как в летний период и в сентябре подача газа на отопление составляет менее 5%.

Минимальные колебания температуры в США отмечаются в западном побережье.

Чтобы достичь 100%-ного коэффициента загрузки, компания по распределению газа, поставляемого в количестве до 5,7 млрд. $м^3/год$ при 50% отопительного газа, оставшийся газ направляет в хранилище емкостью порядка 35—40% от годового объема отопительного газа, т. е. 1—1,14 млрд. $м^3$. При таких больших объемах экономическое хранение газа возможно лишь при использовании больших подземных хранилищ.

Среднегодовые значения градусо-суток заметно меняются по годам. Так, например, для Детройта на период с 1900 по 1953 г. максимальное значение градусо-суток на 18% превышало среднее значение, а минимальное было ниже на 15% этой же величины. На рис. XVIII. 1 показана кривая градусо-суток в году для Детройта.

Таким образом, спрос на газ в зависимости от условий может значительно колебаться, вследствие чего для транспортников возникает и другая сложная проблема, состоящая в том, чтобы определить дополнительные источники газа, если необходимо повысить его расход, определить производительность дополнительных трубопроводов, найти степень увеличения расхода газа в более холодное время, а также разместить летние излишки газа.

При размещении летних излишков газа существенные затруднения даже для компаний, имеющих подземные газохранилища, вызывает прерывистая во времени подача газа промышленным объектам.

На расход топлива, помимо суточных температурных изменений, значительно влияет также скорость ветра. Но компании по распределению газа скорость ветра как самостоятельный фактор, определяющий максимальный суточный расход топлива, обычно в расчеты не включают, так как скорость ветра больше, чем другие факторы, зависит от географических условий и может быть учтена в общем расчетном коэффициенте, найденном для данного района.

Таблица XVIII. 2

Среднее число градусо-суток по месяцам

Город	Январь	Февраль	Март	Апрель	Май	Июнь	Июль	Август	Сентябрь	Октябрь	Ноябрь	Декабрь	Среднегодовое
Детройт	667	595	515	310	140	33		4	53	211	415	612	3560
Чикаго	690	585	448	282	127	32		0	50	194	42	636	3510
Нью-Йорк	556	506	415	232	72	4		0	17	139	306	502	2760
Омаха	723	587	462	216	97	18		3	21	184	435	647	3425
Сиэтль	479	375	353	264	171	86	42	39	106	228	352	434	2930
Сан-Франциско	294	220	210	182	141	91	80	75	56	96	177	270	1900
Лос-Анжелос	210	280	151	103	67	31	17	12	31	48	111	169	1120
Соленое озеро	663	492	412	252	127	45	0	0	49	211	428	577	3260
Хаустон	219	147	102	20	0	0	0	0	0	4	100	178	770
Луисвилль	518	432	339	158	52	3	0	0	28	129	321	484	2564
Сант-Луис	564	455	360	165	56	6	0	0	25	129	333	515	2610
Вашингтон	496	434	360	179	48	0	0	0	21	132	288	465	2410
Мемфис	402	318	237	77	41	0	0	0	9	70	240	374	1740
Атланта	351	301	224	74	11	0	0	0	4	61	218	341	1570
Тампа	112	82	57	0	0	0	0	0	0		33	90	374
Феникс	512	398	348	205	91	9	0	0	19	91	350	474	2520
Альбукерк	538	396	327	161	39	4	0	0	5	121	251	498	2437
Оклахома-Сити	481	361	272	101	22	0	0	0	77	86	267	427	2022
Портланд	207	676	576	385	219	65	83	31	11	286	458	687	4270
Виннипег	1120	936	803	402	443	119	23	53	220	434	725	981	6040
Елена	815	646	565	363	222	109	20	37	178	343	550	728	4577
Бисмарк	960	813	658	365	197	64	16	21	126	333	610	852	5020
Новый Орлеан	202	138	105	17	0	0	0	0	0	4	88	171	731
Миннеаполис	868	727	587	311	144	45	4	9	87	250	533	785	4360
Денвер	638	513	468	292	153	36	3	6	67	236	428	573	3407

Примечание. При составлении таблицы использованы данные Бюро прогнозов за 30 лет (1921—1951).

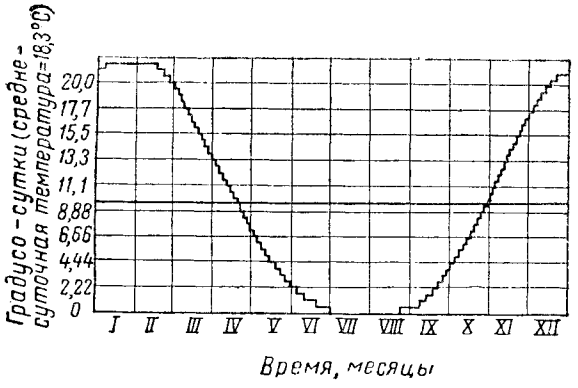


Рис. XVIII. 1. Кривая градусо-суток для г. Детройта.

3. ДРУГИЕ ПОТРЕБИТЕЛИ ГАЗА

Если не считать потребление газа на отопительные нужды, наибольшим по объему является промышленное его потребление. Основная часть газа при промышленном потреблении расходуется в рабочее время. Праздничные дни также заметно влияют на характер промышленного газопотребления. На коммерческие [1] нужды газ потребляется в значительно меньшем количестве, но характер газопотребления сходен с промышленным. Бытовое газопотребление (использование газа при приготовлении пищи, для холодильников, для подогрева воды, на сушку одежды и сжигание мусора) значительно изменяется в течение суток.

Потребление газа на кондиционирование воздуха меняется также резко и имеет весьма существенное значение для районов с более теплым климатом.

[1] В США индустриальное газопотребление отличается от коммерческого тем, что в первом газовые компании не имеют дела непосредственно с потребителями газа, а продают газ производственной организации.

§ 2. ЗАГРУЖЕННОСТЬ РАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНЫХ СИСТЕМ

Общий коэффициент загрузки распределительной системы зависит от соотношения объемов газа для различных потребителей, перечисленных в § 1.

На рис. XVIII. 2 приведен годовой график потребления газа пятью разными городами севера центральной части США. Кривая *А* отражает потребление газа небольшим курортным городком с протяженностью распределительной сети 1,8 *км*, по которой подается пропано-воздушная смесь с калорийностью 800 *ккал/м³*. Газ на отопительные нужды не используется; пиковые суточные нагрузки встречаются в летнее время при увеличении населения в курортный сезон.

Кривая *Б* показывает потребление газа большим городом, распределительная сеть которого составляет 19,4 *км*. Промышленное потребление газа невелико и составляет 9% от общего потребления, в то время как на отопление расходуется 35%.

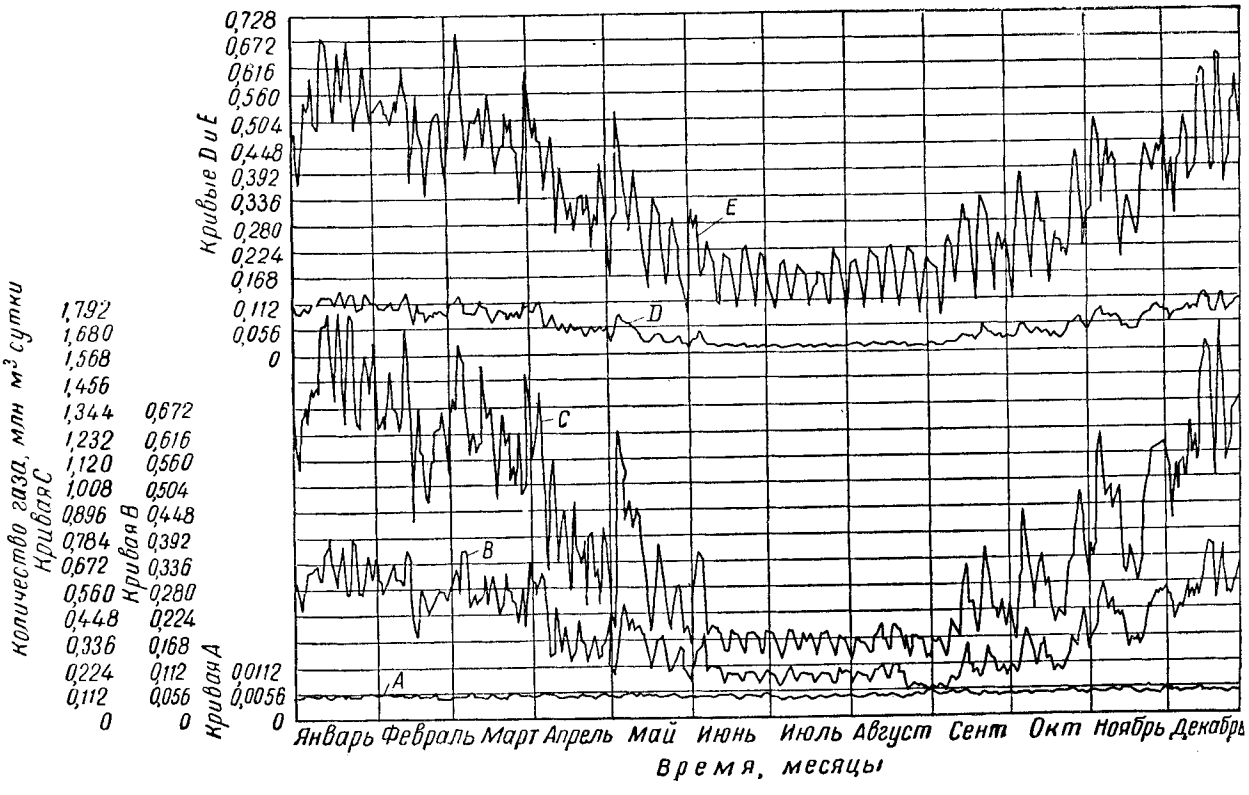


Рис. XVIII. 2. График потребления газа пятью разными городами севера центральной части США.

Кривая *С* показывает потребление газа городом, протяженность распределительной сети которого составляет 77 *км*. В этом городе промышленное потребление газа составляет около 14%, на отопление расходуется 46%.

Кривая *Е* показывает потребление газа городом с протяженностью распределительной сети 26,7 *км*. Потребление газа промышленностью в этом городе сравнительно велико, составляет около 35% от общего потребления; потребность отопления составляет 41%.

Кривая *Д* изображает потребление газа небольшим городом с протяженностью распределительной сети 2,8 *км*, на отопление приходится 82%. Следует обратить внимание на то, что уменьшение загрузки распределительной системы связано с увеличением потребления газа на отопление.

По кривой *Е*, т. е. для города с большим объемом промышленного потребления газа, наблюдаются большие колебания в потреблении газа к концу недели летнего периода.

В отопительную нагрузку включены затраты газа на отопление всех зданий, за исключением промышленных.

Кривые наглядно показывают, что там, где отопительная нагрузка достаточно велика, колебания других видов потребления газа во время отопительного сезона незаметны.

На рис. XVIII. 3 показаны кривые, характеризующие колебания газопотребления за каждый час в сутки в зимний и летний периоды для города, потребление которого на рис. XVIII. 2 представлено кривой *С*. Максимальное потребление независимо от времени года наблюдается примерно на 9 *ч* утра, а минимальное — с полночи до 4 *ч* утра. Повышенное потребление газа (в летнее время с 16 до 18 *ч*) вызвано приготовлением пищи. В зимнее время потребление газа на отопление почти полностью скрывает повышение потребления газа на приготовление пищи,

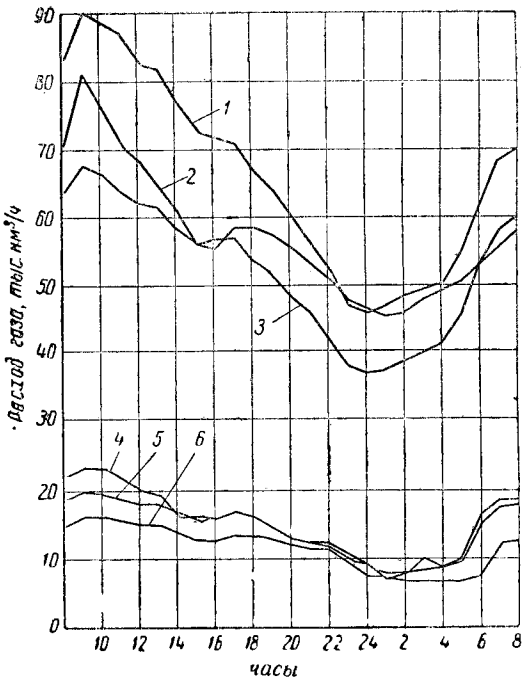


Рис. XVIII. 3. Кривые, характеризующие колебания потребления газа за каждый час в сутки в зимний и летний периоды.

1 — понедельник (18/I); *2* — вторник (19/I); *3* — суббота (23/I); *4* — понедельник (12/VII); *5* — вторник (13/VII); *6* — суббота (17/VII).

§ 3. ПРОГНОЗ ГАЗОПОТРЕБЛЕНИЯ

Прогнозирование потребности в газе имеет важное значение и выполнять его следует на год или больше, чтобы заранее подготовиться и обеспечить подачу газа в необходимых объемах, а также предусмотреть средства, обеспечивающие эту подачу. Пиковые нагрузки (особенно суточные) должны определяться для всех видов потребителей по отдельности и вместе.

Прогнозирование усложняется, если по новым районам нет статистических данных и исследований по потреблению газа.

2. РАСХОД ГАЗА

Данные по расходам газа для разных потребителей приводятся в табл. XVIII. 3.

Годовой расход газа на бытовые нужды в основном зависит от количества установленных бытовых приборов: водонагревателей, кухонных плит, холодильников, сушилок для одежды, мусоросжигателей и т. д. В каждом районе, где газораспределяющая компания стремится к увеличению сбыта газа, расход газа на бытовые нужды будет постепенно увеличиваться. Расход газа на отопление жилых домов, определяемый дефицитом градусо-суток, зависит от средних размеров и конструкции зданий в данном районе. Хорошая теплоизоляция жилых домов заметно снижает расходы газа на отопление. Расход газа зависит также от размеров предприятия и его специфики.

3. КОЭФФИЦИЕНТ НАГРУЗКИ

В табл. XVIII. 4 даны значения коэффициентов нагрузки по видам потребления.

Таблица XVIII. 3

Нормы расхода газа

Вид потребления газа	Коэффициент расхода
Бытовое	550—1000 *м³/год*
Коммерческое	2000—5000 »
Отопление:	
а) жилищ	0,6—1,0 *м³*/ДГС*
б) коммерческих предприятий	1,5—3,0 *м³*/ДГС*

* ДГС — дефицит градусо-суток.

Таблица XVIII. 4

Коэффициенты нагрузки по видам потребителей

Вид потребления газа	Пределы коэффициентов нагрузки, %
Быт и коммерческие предприятия	75—80
Промышленные предприятия	55—75
Собственные нужды компании и неучтенные потребители	90—100

Коэффициент нагрузки по потреблению газа для отопительных целей зависит часто от соотношения между самыми холодными зимними сутками и числом градусо-суток за весь зимний период.

4. ГОДОВАЯ ПОТРЕБНОСТЬ И ПИКОВЫЕ РАСХОДЫ

Для прогнозирования газоснабжения объекта необходимо годовые потребности и пиковые расходы газа по отдельным потребителям свести в общую систему (табл. XVIII. 5).

В этом примере принято, что коммунально-бытовой сектор на отопление расходует 60% от всего используемого им газа.

Годовой расход газа коммунальными и бытовыми потребителями определяется умножением нормы расхода газа на число потребителей.

Расход газа за год на отопление домов и бытовых предприятий находится как произведение нормы расхода газа на число потребителей и на годовую величину градусо-суток.

Средний дневной расход газа находится делением годового потребления на 365 дней. Максимальный дневной расход газа определяется путем деления среднего расхода на фактор нагрузки.

Общий максимальный расход газа находится умножением найденного максимального расхода газа на коэффициент неодновременности, который определяется опытным путем и позволяет учитывать то обстоятельство, что не все предприятия данного класса имеют пики газопотребления точно в одно и то же время. Коэффициент неодновременности изменяется от 0,7 до 1. В расчетах табл. XVIII. 5 он принят равным 0,9.

Для обеспечения газом рассматриваемого объекта газопровод производительностью 3230 тыс. *м³/сутки* должен был бы работать с коэффициентом нагрузки 46,7%.

Из табл. XVIII. 2 следует, что в Детройте среднее число градусо-суток за 30 лет равно 3560, а средняя же величина за сутки составит 3560 : 365, т. е. 9,8 градусо-суток. Эта величина отмечена на рис. XVIII. 2 жирной горизонтальной прямой.

По диаграмме (рис. XVIII. 1) видно, что число градусо-суток выше этого среднего уровня и составляет 1370. Эта величина соответствует годовой нагрузке в потреблении газа на отопление, равной $1370 \times 100 = 38{,}5\%$. Если бы газопровод работал при коэффициенте нагрузки 100%, то потребовалось бы создать хранилище газа емкостью 38,6% от объема газа, используемого на отопительные цели, т. е. (269000 — 40300) 0,386 = 119300 тыс. *м³*. Это хранилище должно обеспечить максимальную подачу газа в размере 3230 — 1529,1 = 1700,9 тыс. *нм³/сутки*. Максимальная часовая подача газа обычно определяется как доля от максимальной суточной подачи.

При равномерном расходе газа в течение суток этот процент составит 4,2, но может доходить и до 6—6,5%.

Таблица XVIII.5

Годовое потребление газа и пиковые нагрузки

Виды потребления газа	Количество потребителей, тыс.	Норма потребления, *м³*	Среднегодовое значение градусо-суток	Годовая подача газа, тыс. *м³*	Коэффициент нагрузки, %	Среднесуточное потребление, тыс. *м³*	Максимальное суточное потребление, тыс. *м³*
Бытовое	100	840	—	84 000	80	236,0	295,0
Коммерческие предприятия	5	3 000	—	15 000	80	41,1	51,4
Отопление:							
а) жилищ	60	1,26	3560	269 000	29	737,0	2540
б) коммерческих предприятий	3	3,78	3560	40 300	29	114,0	393
Промышленность	—	—	—	84 000	65	237,0	365,0
Буферный потребитель (промышленный)	—	—	—	42 000	—	118,0	—
Неучтенное потребление и собственные нужды	—	—	—	16 800	100	46,0	46,0
Всего	—	—	—	551 100	—	1529,1	3590,4*

* 3590,4 × 0,9 = 3230 тыс. *м³/сутки*.

§ 4. СОСТАВЛЕНИЕ ГРАФИКА РАБОТЫ ХРАНИЛИЩА

Годовое потребление газа должно быть представлено по месяцам и видам потребления. Допустим, что для обеспечения подачи газа магистральный газопровод работает при коэффициенте нагрузки, равном 100%.

В табл. XVIII. 6 приводятся данные по объему потреблений, подачи и хранения газа по месяцам года для рассматриваемого объекта газопотребления.

По всем видам потребления газа, за исключением газа, идущего на топливные нужды, месячная подача его определяется путем деления годовой продукции на 12. При расчете объема газа, используемого на отопление, расход его берется по табл. XVIII. 5 и умножается на месячный дефицит в градусо-сутках, значение которого, например, для Детройта берется из табл. XVIII. 2.

Объем подачи газа по газопроводу определяется как произведение величины среднесуточного потребления (1529,1 тыс. *нм³* по табл. XVIII. 5) на число дней в месяце.

Количество газа, подлежащего хранению, равно разности между объемом газа, подаваемым по газопроводу, и потребляемым объемом.

Необходимо отметить, что максимальный месячный отбор газа из хранилища приходится на январь. При определении производительности хранилища необходимо рассчитать объем суточного отбора газа таким образом, чтобы обеспечить потребность газом в самые холодные зимние сутки. Если это будет досигнуто, то закачка

Таблица XVIII. 6

Объем потребления, подачи и хранения газа (млн., $м^3$)

Месяцы	Потребление газа						Количество газа, необходимое для покрытия собственных нужд неучтенных потребителей	Всего	Производительность газопроводов	Требуемый объем хранилища	
	для бытовых нужд	для нужд коммерческих предприятий	на отопление жилищ	на отопление коммерческих предприятий	для нужд промышленности	сбыт с перерывами				закачка	отбор
Январь	7	1,18	50,5	7,58	7	3,5	1,4	78,2	46,7	—	31,4
Февраль	7	1,18	45,0	6,75	7	3,5	1,4	71,7	42,2	—	29,6
Март	7	1,18	38,9	5,85	7	3,5	1,4	64,8	46,7	—	18,2
Апрель	7	1,18	23,4	3,5	7	3,5	1,4	47,0	45,0	—	19,0
Май	7	1,17	10,5	1,57	7	3,5	1,4	32,2	46,7	14,6	—
Июнь	7	1,17	2,5	0,39	7	3,5	1,4	23,0	45,0	22,1	—
Июль	7	1,17	—	—	7	3,5	1,4	20,0	46,7	26,7	—
Август	7	1,17	0,34	0,06	7	3,5	1,4	20,5	46,7	26,4	—
Сентябрь	7	1,18	4,03	0,61	7	3,5	1,4	24,7	45,0	20,4	—
Октябрь	7	1,18	16,0	2,38	7	3,5	1,4	38,4	46,7	8,3	—
Ноябрь	7	1,18	31,4	4,70	7	3,5	1,4	56,0	45,0	—	11,0
Декабрь	7	1,18	46,0	6,92	7	3,5	1,4	73,0	46,7	—	26,3
Итого	84,900	14,152	265,515	40,762	84,900	42,444	16,980	549,653	549,653	120,334	120,334

газа в хранилище в летний период будет проходить нормально. Исключением из этих правил являются подземные хранилища с высоким пластовым давлением, значительно превышающим рабочее давление на магистральных газопроводах.

В подобных случаях необходимо иметь компрессорную станцию большой мощности для сжатия газа, нагнетаемого в хранилище.

Такое положение, когда количество газа, поставляемого в течение года по магистральному газопроводу, точно соответствует количеству потребляемого газа, является идеальным. В действительности такой случай почти не встречается; на работу системы влияют колебания в спросе на газ, характер зимы и т. п. Кроме того, почти всегда имеются задержки при подключении и отключении непостоянных потребителей. Следовательно, объем подземного хранилища должен несколько превышать объем, рассчитанный на нормальные условия газопотребления.

§ 5. ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ВЫРАБОТАННЫХ НЕФТЯНЫХ И ГАЗОВЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

Полностью или частично выработанные газовые месторождения, находящиеся на сравнительно небольших расстояниях от крупных потребителей газа, несомненно, представляют собой лучшую и наиболее дешевую емкость для хранения газа. Можно также использовать выработанные нефтяные месторождения, хотя при этом возникает ряд дополнительных проблем, которых не существует при использовании истощенных газовых месторождений. Для всех видов подземных хранилищ важно определить, на каком расстоянии от места потребления газа экономично располагать подземные хранилища. Определенный ответ на это дать затруднительно. В некоторых случаях при выборе подходящего месторождения можно настолько удалиться от места потребления газа, что становится более выгодным использовать другие способы хранения или же дополнительно построить газопроводы от района расположения крупных месторождений газа.

В табл. XVIII.7 приведены данные по штатам о подземных хранилищах газа разного типа.

На конец 1955 г. капиталовложения в подземные хранилища газа, включая стоимость буферного газа, составили более 375 млн. долл.

Прежде чем принять решение об использовании истощенного месторождения в качестве подземного хранилища газа, необходимо тщательно изучить все геологические и технические данные по данному месторождению. Эти данные могут быть получены от промысловых работников из материалов разведочных работ, а также от государственных учреждений штата по охране недр и других контрольных органов.

Ценные материалы могут быть получены из журналов производства разведочных работ и работ по ликвидации и освоению скважин. Необходимы также сведения об изменениях дебита и давления в процессе эксплуатации газовых скважин, данные кернового анализа (пористость, проницаемость) и результаты лабораторного исследования связанной воды. Все эти сведения в сочетании с геологическими данными позволяют рассчитать емкость хранилища. Чтобы определить возможный темп отбора газа из хранилища и необходимое количество скважин, нужно изучить результаты испытания отдельных скважин.

Особенно тщательно следует изучать акты по цементажу и ремонту скважин, чтобы выяснить возможности появления утечек газа через недоброкачественные

Таблица XVIII. 7

Распределение подземных газохранилищ по штатам

Штат	Месторождения					Общая емкость существующих хранилищ, тыс. $м^3$		
	сухого газа	нефти и газа	нефти	водоносное	всего	буферный газ	рабочий газ	всего газа
Арканзас	2	—	—	—	2	12 689	4 896	17 585
Калифорния	1	2	—	—	3	119 950	54 270	174 220
Иллинойс	—	—	—	2	2	56 200	55 100	111 300
Индиана	4	—	—	—	4	14 175	9 165	23 340
Айова	—	—	—	1	1	71 138	71 138	142 276
Канзас	15	—	—	—	15	101 061	76 976	178 037
Кентуки	4	—	—	1	5	40 078	22 980	63 058
Мичиган	12	—	—	—	12	415 518	446 940	862 458
Миссисипи	1	—	—	—	1	916	1 981	2 897
Монтана	1	—	—	1	2	46 491	180 931	227 422
Новая Мексика	4	—	—	—	4	153 070	178 990	332 060
Нью-Йорк	12	—	—	—	12	85 791	70 525	156 316
Огайо	14	—	—	—	14	454 413	472 610	927 023
Оклахома	7	—	—	—	7	159 470	392 604	552 074
Пенсильвания	48	4	—	—	52	593 351	581 760	1 175 111
Техас	1	1	1	—	3	14 433	28 976	43 409
Западная Виргиния	27	3	—	—	30	311 300	416 867	728 167
Вайоминг	2	—	—	—	2	19 810	158 482	178 292
Всего	155	10	1	5	171	2 669 854	3 225 191	5 895 054

цементные мосты и негерметичное заколонное пространство.

Такому обследованию должны быть подвергнуты все скважины, вскрывающие пласт-хранилище в пределах газоносной его части. По некоторым скважинам, возможно, придется провести ремонтные и изоляционные работы.

На основе результатов такого изучения состояния фонда скважин решается вопрос о целесообразности использования данного истощенного месторождения для хранения в нем газа.

1. ПЕРЕОБОРУДОВАНИЕ СКВАЖИН

При сооружении подземного хранилища прежде всего следует переоборудовать все имеющиеся газовые скважины. Иногда необходимо снова произвести крепление скважин обсадными трубами вследствие неудовлетворительного качества цемента. Не исключено, что обсадные трубы, особенно вблизи поверхности, повреждены в результате коррозии. Эти трубы следует заменить.

В практике подобные явления встречаются. На одном из промыслов верхняя 2—2,5-*м* часть эксплуатационной колонны была обнажена и затем отрезана, после чего был приварен хороший патрубок.

Спущенные ранее эксплуатационные колонны не всегда можно поднять, особенно если они были зацементированы. Поэтому при необходимости крепления скважины в этих случаях спускается новая эксплуатационная колонна меньшего диаметра.

Рекомендуется каждую скважину испытать под давлением, для чего необходимо установить в колонне против кровли пласта, в который будет закачиваться газ для хранения, пробку в нижнем соединении обсадных труб. Затем проверить колонну на герметичность при ожидаемом давлении в хранилище.

Часто приходится даже перебуривать все законсервированные и заброшеные скважины.

В свое время эти скважины становились непродуктивными, причем обычно никто не предполагает, что месторождение впоследствии может стать хранилищем и работы на скважинах проводятся только с целью предотвратить межпластовые перетоки вод.

Лица, ликвидирующие скважины, заинтересованы в максимальном извлечении из скважин труб. Поэтому они обычно торпедируют колонну выше цементного кольца и извлекают ее верхнюю часть.

Ликвидируемую скважину часто после тампонажа забоя небольшим количеством цемента заполняют раствором, песком, гравием, глиной и другими находящимися поблизости материалами.

Подобная техника консервирования скважин безусловно не отвечает требованиям, связанным с созданием и эксплуатацией подземных хранилищ. Поэтому каждую бездействующую скважину необходимо проверить, чтобы избежать утечек газа, хотя бы через одну из них.

Многие из скважин трудно найти, особенно если они были ликвидированы несколько лет назад и не были зарегистрированы.

Закрытые участки промысловых сборных трубопроводов, фундаменты под буровые агрегаты, обнажение почвы бульдозером помогают найти устье таких скважин. Большую помощь при этом может оказать трубный локатор.

Разбуривание старых скважин до пласта, в котором намечено устроить хранилище газа, может быть очень затруднительным. В большинстве случаев цель такого бурения состоит в очистке скважины с расчетом спустить в нее и зацементировать новую обсадную колонну для эксплуатации скважины в условиях подземного хранилища.

Если выполнение указанной выше операции невозможно, то скважину необходимо надежно закрыть, поставив соответствующую пробку и залив ее раствором.

При пропуске инструмента через старую обсадную колонну могут возникнуть трудности, особенно если

колонна порвана. Для таких скважин должны быть разработаны и изготовлены специальные долота. Для большинства скважин на газохранилище рекомендуется спуск кондуктора, с помощью которого перекрываются каверны и водоносные песчаники.

Иногда скважины перебуриваются до забоя без особых трудностей, но в некоторых скважинах осложнения встречаются по всему интервалу до заданной глубины.

2. БУРЕНИЕ НОВЫХ СКВАЖИН. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ГРАНИЦ ХРАНИЛИЩА. ПИКОВЫЕ СУТОЧНЫЕ НАГРУЗКИ. ДРЕНАЖ

При проектировании хранилища предварительно следует точно определить границы или контур месторождения. Если месторождение при разработке не было оконтурено, то необходимо до начала основных работ по сооружению хранилища пробурить ряд оконтуривающих скважин. Эти скважины должны быть пробурены главным образом для получения данных о структуре.

Рекомендуется такие скважины оставлять в качестве наблюдательных. Если они находятся за пределами контакта газ—вода, то могут быть использованы для наблюдений колебаний уровня воды, а также колебаний давления в пласте — хранилище газа. С помощью этих скважин можно также выявить прорыв газа из хранилища. В хранилище с водонапорным режимом, при котором уровень воды постоянно колеблется, с помощью этих скважин можно определить момент, когда пластовая вода достигнет кровли пласта-хранилища в точке расположения скважины.

Уровень воды в скважинах можно регистрировать с помощью поплавковых приборов.

Почти на всех истощенных газовых месторождениях, которые используются под хранилища, для подачи необходимого количества газа при пиковых нагрузках необходимо бурить дополнительные скважины. Число скважин зависит от мощности и проницаемости коллектора, максимально допустимого дебита одной скважины, максимально допустимой депрессии на скважине и т. д. При высоких скоростях движения газа происходит вынос из пласта твердых частиц, которые вызывают разрушение стенок трубопровода в точках изменения направления потока. Максимально допустимый дебит скважины — это такой дебит, при котором в потоке газа еще нет твердых частиц.

Максимально допустимая депрессия различна не только для каждого месторождения, но и для каждой скважины данного месторождения. В ряде случаев депрессия может ограничиваться прорывом в скважину надпочвенных вод.

Скважины, предназначенные для закачки и отбора газа, должны быть расположены с таким расчетом, чтобы по каждой из них была достигнута максимальная продуктивность. Обычно скважины размещаются в купольной части структуры.

Необходимо отметить, что вследствие концентрации высокопроизводительных скважин в купольной части могут образоваться значительные перепады давлений в пласте при отборе или закачке газа.

Создать равномерное давление в пласте, очевидно, невозможно, поэтому полезным мероприятием в этом направлении будет бурение дренажных скважин по периферии пласта.

Преимущество в создании равномерного давления в пласте состоит в том, что при заданном количестве газа в пласте и темпе отбора забойное давление будет наиболее высоким. Эти преимущества становятся особенно существенными, когда возникает необходимость компримирования газа вследствие низкого давления в хранилище.

Эксплуатация подземного хранилища по некоторым условиям подобна разработке газового месторождения; но есть и значительные различия. Основное различие заключается в темпах отбора. При отборе газа из хранилища пластовое давление может снижаться до 2,1 *ат/сутки*, тогда как при эксплуатации газового месторождения такое снижение пластового давления обычно происходит за 1—2 года и более.

Соответственно и вопросы о количестве и размещении скважин, их глубин должны тщательно рассматриваться и изучаться.

3. ОБОРУДОВАНИЕ УСТЬЯ СКВАЖИН

Оборудование устья скважины должно обеспечить оператору возможность производить испытание и обслуживание скважины в нормальных условиях без дополнительного обустройства и каких-либо задержек.

На устье скважины должен быть установлен патрубок для удобного подключения грузового манометра, которым замеряется статическое давление. Хорошо оборудованное устье включает горизонтальный диафрагменный расходомер для измерения расхода газа при его отборе из скважины или при закачке, задвижку в месте подключения к сборной линии и дифференциальный манометр с фитингами для замера перепада давления на диафрагме расходомера.

Такое оборудование устья скважины позволяет производить необходимые замеры и испытания скважин без выпуска газа в атмосферу. Ежедневная проверка показаний дифманометра дает возможность оператору определять остановки скважин в результате обмерзания устья или других причин.

Составной частью оборудования устья скважины является задвижка, которая служит для очистки скважины продувкой и также для спуска инструмента.

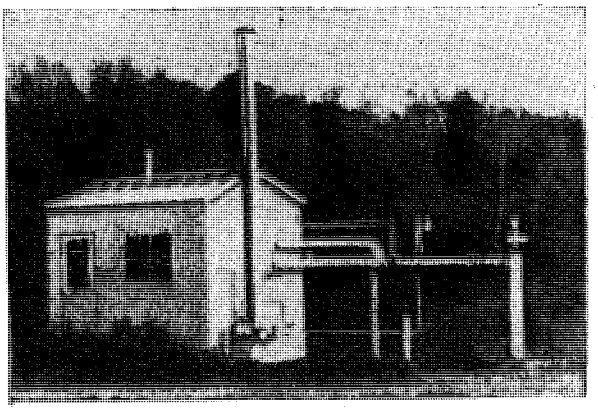


Рис. XVIII. 4. Будка для защиты оборудования устья скважины.

Для защиты оборудования устья от атмосферного воздействия рекомендуются защитные сооружения в виде будки (рис. XVIII. 4).

В ряде районов в зависимости от глубины залегания пласта-хранилища, пластовой температуры и атмосферных условий возникает необходимость в установке подогревателя у устья скважины для предотвращения образования гидратов, обмерзания скважины и газосборной системы.

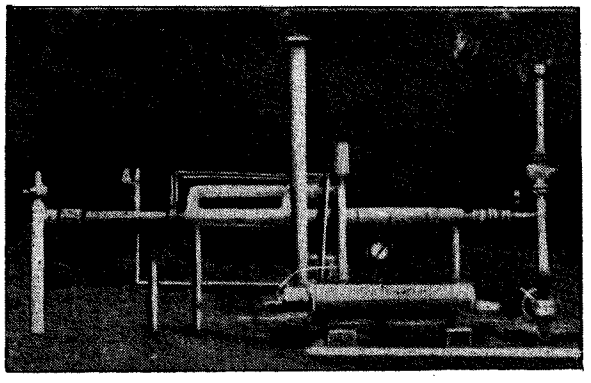


Рис. XVIII. 5. Оборудование устья скважины при снятой будке.

В таких случаях можно использовать также индивидуальный дегидратор. На рис. XVIII. 5 показано оборудование устья такой скважины при снятой будке.

4. ГАЗОСБОРНАЯ СИСТЕМА

Проектирование газораспределительной системы производится с использованием расчетных формул, применяемых при проектировании трубопроводов. При этом основываются на максимальных суточных нагрузках по зимнему периоду. Для предотвращения замерзания и образования гидратов диаметр труб индивидуальных выкидных линий от скважин принимается значительно выше расчетного.

В одном из проектов подземного хранилища эти линии были приняты диаметром 12″ (305 *мм*). Обычно эти трубопроводы делаются из труб диаметром не менее 4″ (101,6 *мм*). При расчетах газосборной системы необходимо учитывать не только расположение работающих скважин и их дебиты, но и расположение и потенциальные дебиты скважин, которые будут позднее пробурены и введены в эксплуатацию. Газосборная система часто проектируется таким образом, чтобы потери давления в ней при максимальном отборе не превышали 1,8 *ат*.

На рис. XVIII. 6 показана схема размещения скважин и газосборной сети на типичном подземном хранилище.

5. ДЕГИДРАТАЦИОННЫЕ УСТАНОВКИ

На многих подземных хранилищах требуется осушка извлекаемого газа. Закачивается, как правило, сухой газ; но в пласте, соприкасаясь с водой, насыщается последней. Для предохранения основных трубопроводов высокого давления от замораживания требуется дегидратация или осушка такого газа. Иногда на скважинах устанавливаются индивидуальные дегидратационные установки, хотя более экономично осушать газ централизованно, на общей установке, расположенной на конце газосборной сети. Но при таком расположении установки в промысловой газосборной сети в зимнее время могут образовываться гидраты. Наблюдения показывают, что весной, когда гидраты разрушаются, в газосборных линиях осаждается большое количество воды. Следовательно, эти линии по существу сами частично обезвоживают газ за счет образования в них гидратов в холодный период времени. По этой причине газосборные линии должны иметь бо́льшую пропускную способность по сравнению с расчетной, необходимой для сухого газа.

Существуют два способа осушки газа: а) жидкими сорбентами (гликоль) и б) твердыми абсорбентами.

Применение твердого поглотителя позволяет сильно снизить точку росы и, следовательно, получить более сухой газ.

Первоначальная стоимость монтажа дегидратора с твердым сорбентом может быть на 50% выше стоимости установки гликольного типа.

Важное значение имеет решение вопроса о месте установки дегидратора: до или после компримирования. В обоих случаях имеются свои преимущества и недостатки и принципиального решения этого вопроса пока еще не выработано. После компримирования осушка газа происходит с применением емкостей небольшого объема, но они должны нормально работать в условиях более высоких рабочих давлений.

Если осушка при этом способе производится после охлаждения газа, то нельзя допускать его переохлаждения, что может привести к образованию гидратов в теплообменниках. При осушке жидкими сорбентами гликоль можно подавать до холодильника без опасности образования гидратов в теплообменниках.

Масло, попадающее в газ из компрессоров, может снизить эффективность твердых поглотителей; чтобы предотвратить это, применяют ряд способов для удаления масла из газа, перед тем как он поступит в дегидратор.

Осушка газа перед компримированием требует применения емкостей большого объема, но с менее высокими максимальными рабочими давлениями. При использовании твердых поглотителей способ осушки газа до компримирования и способ осушки газа после него по стоимости примерно равноценны.

Поток газа, проходящего с высокой скоростью через слой твердого адсорбента, уносит с собой твердые частицы, которые увеличивают износ поршней, поршневых колец, клапанов и других деталей компрессоров.

Если замерная станция централизованного типа располагается на территории подземного хранилища или вне ее, но вблизи расположения установки по осушке газа и компрессорной станции, то лучше производить осушку до того, как газ поступит в расходомеры. При этом как при закачке, так и при отборе газа измеряется расход осушенного газа, что устраняет необходимость внесения поправок на содержание воды в газе, направляемого потребителю из подземного хранилища.

На многих объектах невозможно поместить гликольную установку перед компрессорной станцией, особенно в тех случаях, когда степень сжатия компрессорной станции очень высока. При этом надо учитывать, что в условиях нормальной работы гликольной установки невозможно снизить точку росы больше чем на 10—15° С. Если газ, находящийся в подземном хранилище, насыщается водой при 15° С и абсолютном давлении, равном 14 *ат*, то после осушки его на гликольной установке точка росы газа может быть снижена до —18° С. Сжатие подобного газа до абсолютного давления 70 *ат* повысит точку росы примерно до 0° С. При этом значении точки росы в трубопроводах в зимнее время могут образовываться гидраты.

На рис. XVIII. 7 показана дегидратационная установка с твердым поглотителем, рассчитанная на абсолютное рабочее давление 45 *ат*. На рис. XVIII. 8 показана установка гликольного типа на абсолютное рабочее давление 56 *ат*.

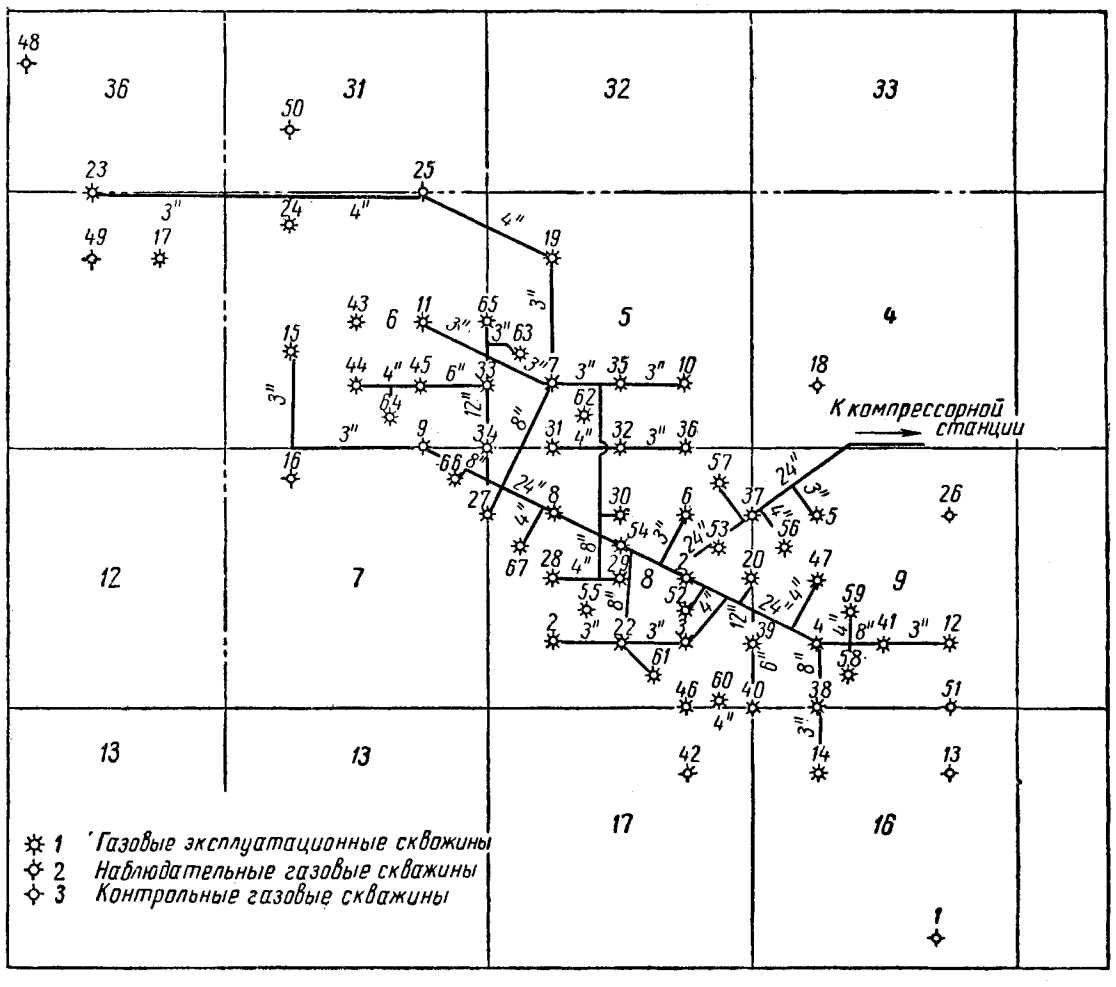


Рис. XVIII. 6. Схема размещения газовых скважин и газосборной сети на типичном подземном хранилище.

1 — эксплуатационные; *2* — наблюдательные; *3* — контрольные.

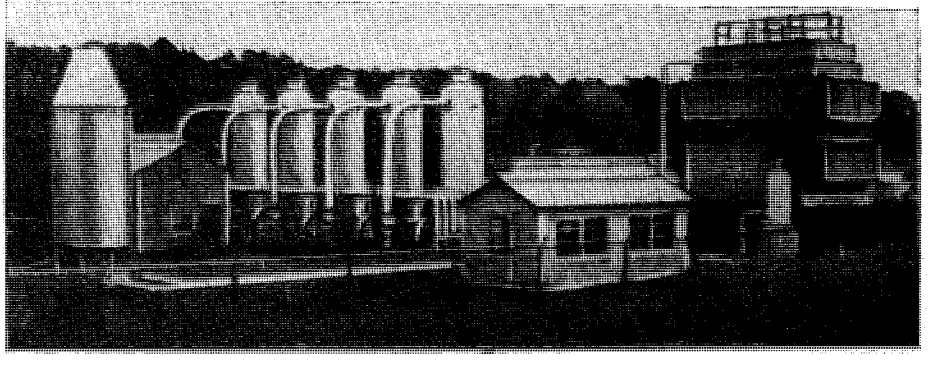


Рис. XVIII. 7. Дегидратационная установка гликольного типа, рассчитанная на абсолютное рабочее давление 45 *ат*.

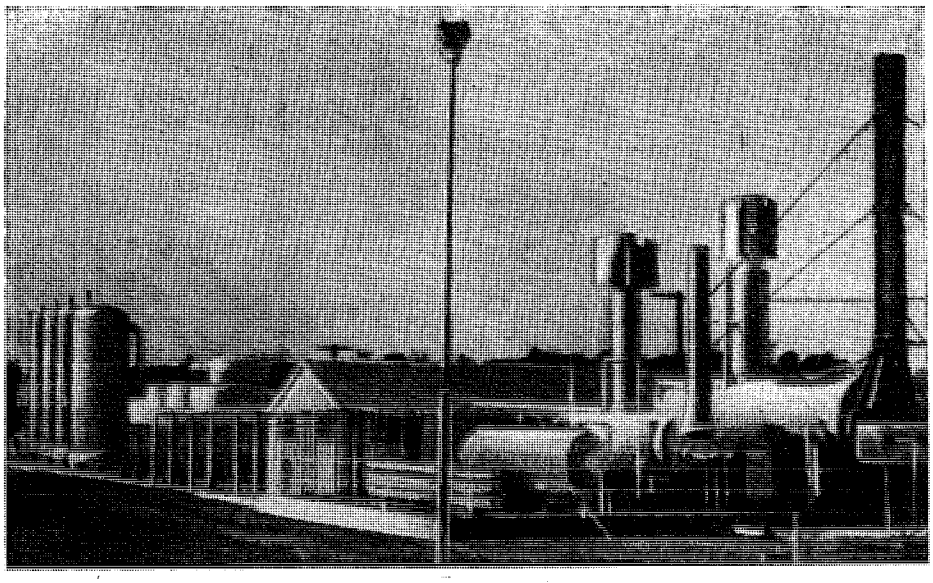


Рис. XVIII. 8. Дегидратационная установка гликольного типа, рассчитанная на абсолютное рабочее давление 56 *ат*.

6. КОНТРОЛЬНО-ИЗМЕРИТЕЛЬНЫЕ ПРИБОРЫ

Диафрагменные расходомеры на подземном хранилище газа устанавливаются в соответствии с техническими условиями, описанными в главе VIII. Измерение расхода газа может быть централизованным, индивидуальным и групповым. Центральный измерительный пункт располагается обычно в месте подключения к коллектору газосборных линий. Индивидуальные расходомеры размещаются около каждой скважины. Измерение расхода газа на центральном пункте имеет свои преимущества, так как в этом случае снижаются затраты времени и труда на калибровку приборов, смену картограмм, замену диафрагм, наладку счетчиков, снижается число картограмм, надлежащих обработке.

Суровая погода и плохие дорожные условия незначительно влияют на тщательность контроля работы приборов. Контроль с одного центрального пункта за расходом газа при его отборе и закачке позволяет быстро реагировать на изменение в потреблении газа. В условиях централизованной системы все действующие скважины подземного хранилища должны быть в рабочем состоянии и включены в газосборную систему.

Такая централизованная система управления хранилищем не обеспечивает, однако, систематического контроля за работой отдельных скважин или групп скважин. Суточная регистрация показаний дифманометров позволяет следить за их работой, но для этого необходимо ежедневно посещать скважины.

На рис. XVIII. 9 показан пункт централизованного измерения расхода газа на подземном хранилище.

7. КОМПРИМИРОВАНИЕ ГАЗА

Сжатие газа необходимо для нормальной эксплуатации почти всех подземных хранилищ. На хранилищах с высоким пластовым давлением, которое превышает рабочее давление в магистральном трубопроводе, компримирование будет необходимо в летнее время только для закачки газа в пласт.

Если давление в хранилище ниже рабочего давления в магистральном трубопроводе, то компрессорная станция необходима для подачи газа из хранилища в газопровод.

На многих хранилищах с низким пластовым давлением в течение года происходят значительные колебания в давлении, поэтому компримирование будет не-



Рис. XVIII. 9. Пункт централизованного измерения расхода газа в подземном хранилище.

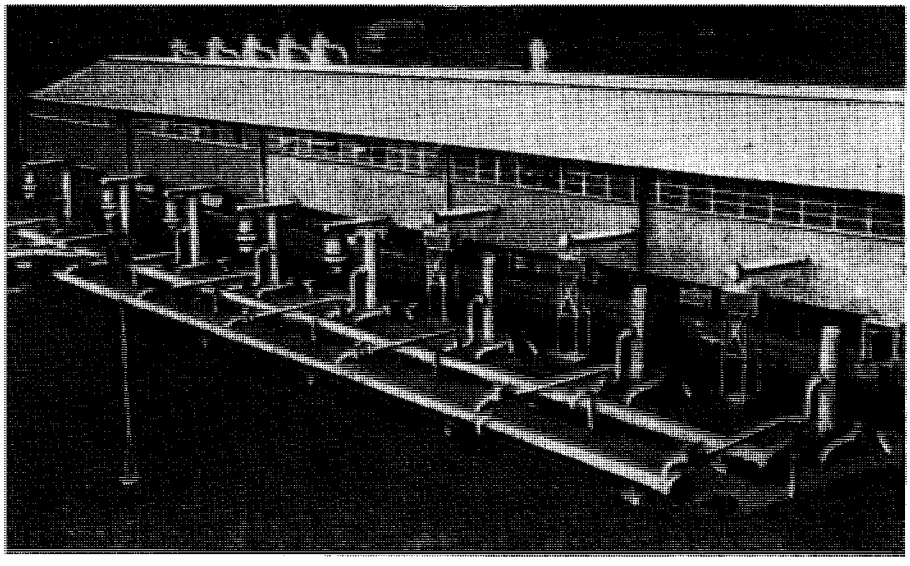


Рис. XVIII. 10. Компрессорная станция мощностью 20 тыс. *л. с.*

обходимо как при закачке газа в хранилище с доведением величины давления до установленной величины, так и при отборе, как только пластовое давление снизится до соответствующего уровня.

Требования, предъявляемые к компрессии, будут резко изменяться зимой, когда смена погоды сильно сказывается на спросе на газ.

Для большинства подземных хранилищ компрессорная станция должна проектироваться на максимальную производительность, чтобы обеспечить спрос на газ в пиковые дни зимнего периода. В летний период расходы газа, закачиваемого в хранилища, обычно ниже средних и максимальных объемов газа, отбираемого из хранилища зимой. Таким образом, в летний период требуется компрессорная станция меньшей мощности. Это условие неприменимо к хранилищам с высоким пластовым давлением, где при отборе газа из хранилища требуется очень незначительная степень сжатия или не требуется вообще.

Вследствие широкого диапазона степени сжатия, величины давлений и нагрузок требуемых от компрессорной станции подземных хранилищ, выбор компрессоров для них необходимо производить очень тщательно. Обычно рекомендуется использование компрессоров с различной номинальной мощностью, например 1000 и 2000 *л. с.* С этой точки зрения выгоднее иметь большое количество компрессоров малой мощности. Так как нагрузка и степень сжатия изменяются, то не исключена возможность выбора целесообразного и обеспечивающего производительную работу сочетания компрессоров малых и больших мощностей. Такие сочетания не всегда возможны при наличии нескольких компрессоров большой мощности. Желательно устанавливать компрессоры небольшой мощности с большими диаметрами рабочих цилиндров для использования на хранилище с низким пластовым давлением.

На рис. XVIII. 10 показана компрессорная станция мощностью 20 тыс. *л. с.* для подземного хранилища.

§ 6. ЭКСПЛУАТАЦИЯ ПОДЗЕМНОГО ХРАНИЛИЩА

При эксплуатации подземных хранилищ возникает ряд вопросов. Необходимо определить объем выдаваемого газа для данного сезона. Кроме того, на основе тщательного анализа имеющихся данных и результатов промысловых исследований требуется произвести предварительный расчет возможного расхода газа при его отборе из хранилища. Надо также определить объем буферного газа.

1. ЕМКОСТЬ ХРАНИЛИЩА И ПРЕДЕЛЫ ИЗМЕНЕНИЯ ДАВЛЕНИЯ

В хранилищах с газовым режимом емкость хранилища определяется по верхнему и нижнему пределам давления. При определении этих пределов необходимо принимать в расчет следующие факторы: 1) до какого предела снижалось давление в период эксплуатации хранилища; 2) были ли при этом изменения в дебите скважин и прорыв воды, конусообразование и другие причины, влияющие на нормальную работу скважин; 3) при каких значениях давления возникали эти нарушения; 4) каково число скважин, расположенных на контуре структуры, которые были закрыты в результате падения давления до нижнего предела в период первоначальной добычи газа; 5) величина давления, при котором были заброшены скважины.

Указанные сведения должны быть получены на основе данных эксплуатации и результатов испытаний всех скважин методом противодавления. Должны быть также учтены затраты на создание в хранилище упругой газовой подушки (буферного газа) относительно стоимости компримирования газа.

При общей оценке всех условий, перечисленных выше, представляется возможным установить величину минимального давления хранилища (базисное давление). Выбор этого давления позволяет с достаточной точностью определить объем буферного газа. Если оставшийся газ этого месторождения по объему меньше, чем требуется для создания буферного газа, то объем газа, соответствующий разности указанных объемов,

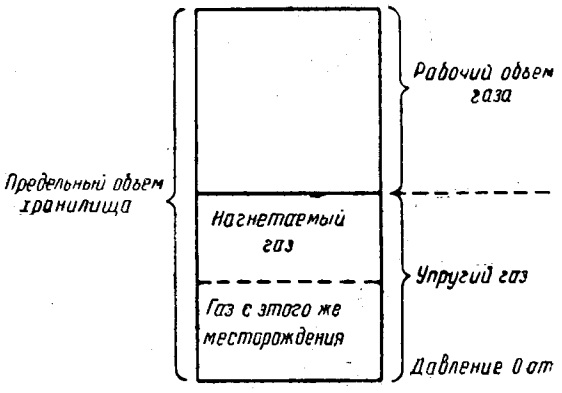


Рис. XVIII. 11. Схема распределения газа в подземном хранилище.

должен быть закачан и оставлен в пласте. При нормальной эксплуатации подземного хранилища весь объем газа, исключая буферный газ, может быть отобран из пласта. Но это не значит, что в некоторых непредвиденных случаях нельзя отобрать дополнительное количество газа с понижением объема буферного газа.

На рис. XVIII. 11 показана схема распределения газа в подземном хранилище.

Ниже приводится пример определения базисного давления на одном из месторождений, по которому имелись хорошие данные об эксплуатации и индивидуальных испытаниях скважин методом противодавления.

Все действующие скважины промысла испытывались каждая по 5 раз. На рис. XVIII. 12 показаны индикаторные кривые для каждого из этих испытаний.

Из графика видно, что в 1936, 1937 и 1938 гг. не было никаких нарушений продуктивности скважин, тогда как уже в 1943 г. дебит упал на 26%, а в 1945 г. — на 67%. В период 1943—1945 гг. часть скважин пришлось закрыть в результате вторжения в залежь воды и прорыва ее в скважины. 10 скважин были закрыты при абсолютных давлениях 28—21 *ат*, 27—при абсолютных давлениях 21—14 *ат*, и 41 — при абсолютных давлениях 14—7 *ат*. Рассмотрение этих данных и сравнение затрат на буферный газ и компримирование определяют выбор базисного давления для этого месторождения между абсолютными давлениями 12 и 21 *ат* (на устье скважин).

Фактором, определяющим выбор величины базисного давления, может служить максимальный суточный отбор газа из хранилищ в конце отопительного сезона, когда пластовое давление приближается к базисному. Однако проблема обеспечения потребителей газом в этот период может быть решена также бурением дополнительных скважин. Поэтому необходимо сравнивать затраты на бурение этих скважин с затратами на увеличение объема буферного газа.

В подземных хранилищах, не имеющих краевой или подошвенной воды, которых много в Атлантическом регионе, низкое давление не может создать прорыв воды к забою скважины.

Критерием для определения базисного давления в этом случае является экономическая оценка наивыгоднейшего сочетания базисного давления, степени компримирования газа и объема буферного газа.

Имеется ряд факторов, которые должны быть рассмотрены при определении величины максимального давления в подземном хранилище.

Максимально допустимое рабочее давление промыслового оборудования, например обсадных труб, трубопроводов, задвижек и т. д., не должно быть превышено.

Ограничения по максимальному рабочему давлению установлены техническими условиями на трубопроводы высокого давления и другие виды оборудования и материалов.

На ряде подземных хранилищ давление при хранении не превышает пластового давления в момент вскрытия газового или нефтяного месторождения, т. е. до начала их эксплуатации. Это давление можно рассматривать как максимально допустимое для данного пласта — хранилища газа.

В относительно неглубоко залегающих подземных хранилищах, где пластовая температура не превышает 20° С, величина максимального рабочего давления обусловливается возможностью образования гидратов. Большинство пластов подземных хранилищ содержит реликтовую, краевую или подошвенную воду. Следовательно, в условиях определенных пластовых температур и давлений могут образоваться гидраты. При увеличении солености воды гидраты образуются при более низкой температуре и повышенном давлении.

Образование гидратов при пластовых водах с высоким содержанием солей и существующих давлениях в хранилищах практически исключается. Но если при отборе газа из хранилища имеется резкое снижение температуры, то здесь будет происходить выделение из газа пресной воды.

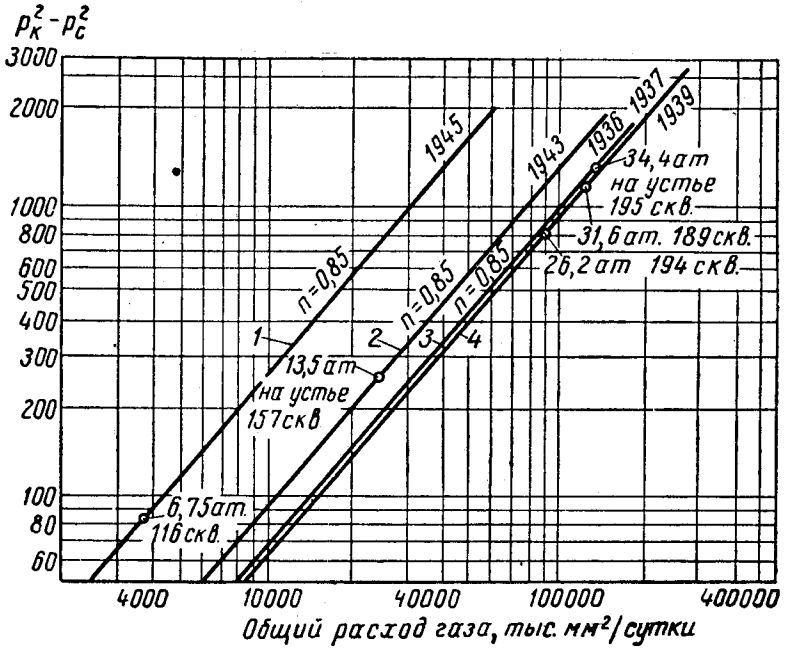


Рис. XVIII. 12. Индикаторные кривые.

Максимально допустимое давление в хранилище ограничивается также возможностью образования процесса, аналогичного гидроразрыву, что ведет к разрушению пласта или его кровли.

Рядом исследователей был определен так называемый «фактор разрушения горной породы» для нескольких скважин. Этот фактор определяется частным от деления величины забойного давления, при котором наступает разрушение, на глубину залегания пласта-коллектора и составляет от 0,118 до 0,354 *ат/м*; для большинства скважин это значение было равно 0,24 *ат/м* или более.

В подземном хранилище с краевой или подошвенной водой, находящейся в контакте с газом, имеется тенденция увеличения объема газа с повышением давления сверх величины его начального пластового значения. Это явление обусловливается перемещением и сжимаемостью пластовой воды. Процесс оттеснения воды может продолжаться до момента при котором газ прорвется в примыкающую структуру. Это явление очень нежелательно при эксплуатации хранилища, так как отбор прорвавшегося газа возможен лишь в результате бурения дополнительных скважин на той структуре, в которую ушел газ. Кроме того, этот газ может распространиться на большие расстояния или собраться в таких незначительных по объему количествах, что обратный отбор его будет экономически нецелесообразным.

Если же, наоборот, давление в хранилище поддерживается ниже давления вскрытия пласта, будет иметь место тенденция передвижения воды в пласт — хранилище газа; таким образом, будет уменьшен объем хранения газа.

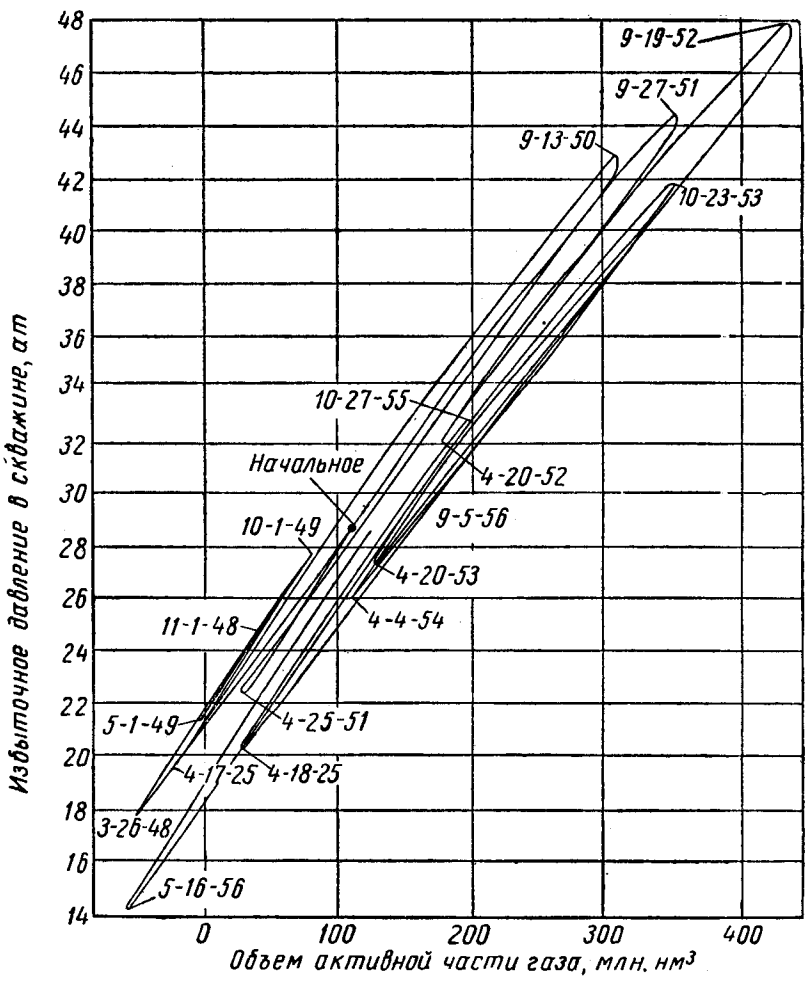


Рис. XVIII. 13. Кривые, построенные на основании данных о давлении по скважинам и объеме рабочего газа в хранилище.

Расчет изменения объемов хранилища возможен с помощью уравнения неустойчивого потока жидкости и уравнений, предложенных Ван Эвердингеном и Херстом [X. 27] для движения потока жидкости в пористой среде.

2. НАБЛЮДЕНИЯ ЗА ИЗМЕНЕНИЕМ ДАВЛЕНИЯ

Наблюдения за изменением давления на скважинах являются важной частью работ при эксплуатации подземного хранилища. Примерно 4% от числа действующих скважин на хранилище используются как наблюдательные.

Эти скважины постоянно закрыты, и давление на их устье измеряется обычно с помощью грузового манометра порядка одного раза в сутки.

Сведения о давлении можно корректировать по данным об объеме активной части газа, а затем построить кривую, показывающую зависимость среднего или индивидуальных давлений по скважинам от объема содержащегося в хранилище рабочего газа. Примером таких построений служит график на рис. XVIII. 13, на котором изображены кривые, построенные на основании данных о давлении по скважинам и объеме рабочего газа в хранилище. Кривые этого графика показывают повторение циклов с постепенным увеличением объемов хранимого газа при данном давлении. Этот рост указывает на постепенное увеличение емкости хранилища за счет того, что среднее давление в хранилище стало значительно выше первоначального давления, которое было при вскрытии месторождения.

На рис. XVIII. 14 показаны изменения емкости рассматриваемого хранилища за ряд лет.

3. КОЛЕБАНИЯ РАБОЧЕГО ДАВЛЕНИЯ ОКОЛО НАЧАЛЬНОГО ДАВЛЕНИЯ ПЛАСТА

Из рассмотрения кривой, изображенной на рис. XVIII. 13, следует, что работу хранилища в течение ряда лет необходимо организовать таким образом, чтобы кривая не смещалась ни вправо, ни влево. Отклонение кривой влево показывает уменьшение объема хранилища и соответственно продвижение подошвенной или краевой воды в хранилище. В результате вода может прорваться к забою скважин, что приведет к снижению расхода при отборе газа из хранилища. При отклонении кривой вправо увеличится объем хранилища, но вместе с тем газ может прорваться в подошвенные водоносные пласты. При этом увеличится объем буферного газа для сохранения величины наибольшего и наименьшего давлений. Работа хранилища должна

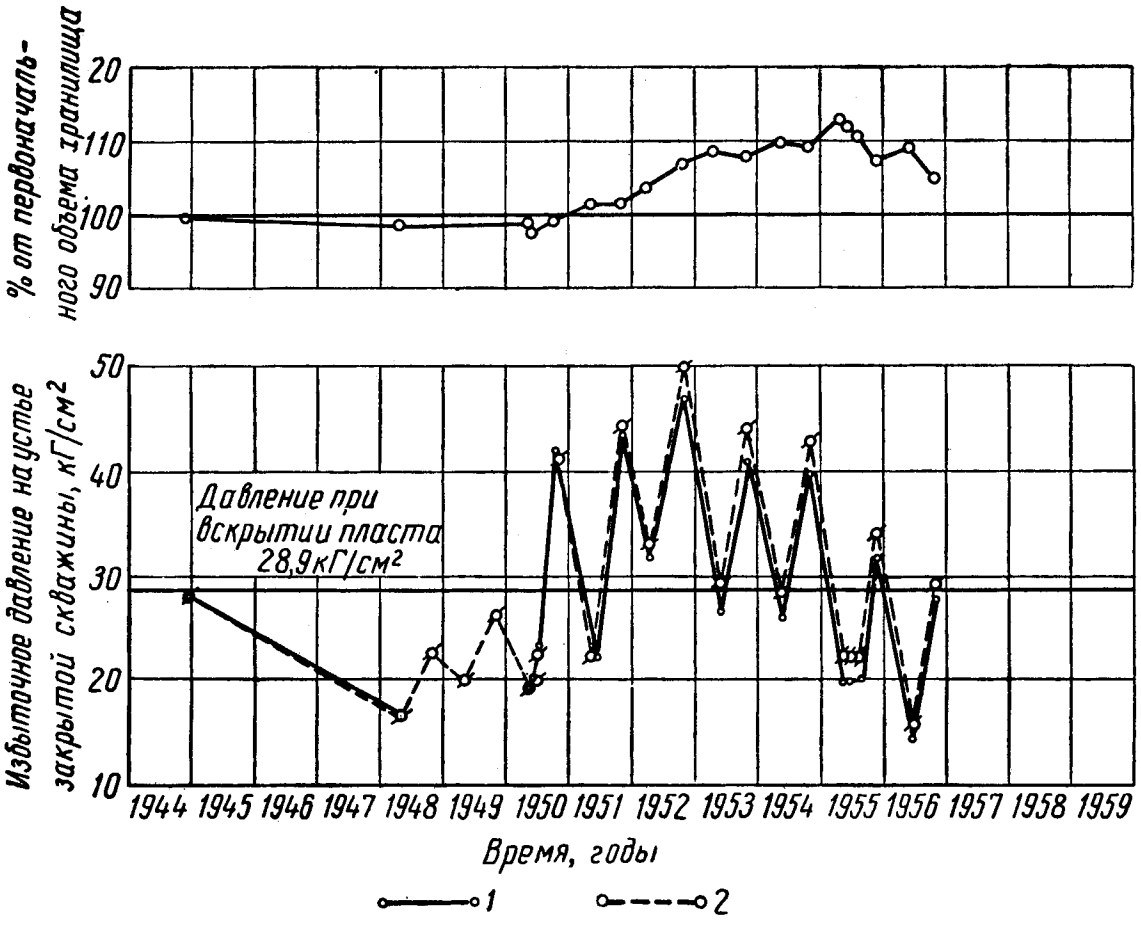


Рис. XVIII. 14. Изменение емкости хранилища за ряд лет.

1 — среднее фактическое давленне на устье закрытой скважины; *2* — среднее расчетное давление на устье закрытой скважины.

быть организована таким образом, чтобы среднее давление хранилища на протяжении года или цикла работы хранилища было близко к величине начального давления пласта.

В отдельных случаях, чтобы увеличить емкость и тем самым пронзводительность хранилища, будет целесообразным поддержание величины давления хранилища выше давлення вскрытия пласта.

Но при этом необходима организация хорошего геологического контроля на хранилище, чтобы не допустить перемещения газа по пласту до места возможного прорыва его в примыкающие структуры.

4. ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬ ХРАНИЛИЩА

Производительность хранилища определяется как сумма дебитов отдельных скважин. Эта величина определяет пропускную способность наземного оборудования — газосборные трубопроводы, установки по осушке газа, компрессорные станции.

Таким образом для увеличения отбора газа из хранилища необходимо увеличивать отбор газа из действующих скважин или бурить и вводить в эксплуатацию новые скважины.

5. ИСПЫТАНИЕ СКВАЖИН МЕТОДОМ ПРОТИВОДАВЛЕНИЯ

Продуктивность скважин определяется по данным их испытания методом противодавления. На подземных хранилищах газа желательно иметь стабильные индикаторные кривые, по которым находится стабильная продуктивность скважины.

Испытания для получения стабильных кривых изменяются для различных месторождений и главным образом в зависимости от проницаемости коллектора. Исследованиями установлено, что на подземных хранилищах в штате Мичиган для получения стабильного потока на скважины требуется от 20 *мин* до 1 *ч*, тогда как на месторождениях в Канзасе (Хьюготон), Оклахоме и Техасе для получення стабильного потока газа требуется время до 10 суток.

Для медленно стабилизирующихся скважин рекомендуется применять изохронный способ их испытания, который позволяет значительно снижать время испытания.

Данные изучения опыта работы подземных хранилищ газа показывают, что индивидуальные рабочие характеристики скважин из года в год меняются. Эти из-

менения являются результатом изменений, происходящих в забойной зоне скважины, что может быть вызвано поступлением воды, загрязнением отложениями солей, смазочным маслом, попадающим в потоке газа из компрессоров, и т. д.

Периодические испытания методом противодавления имеют существенное значение для определения продуктивности скважин и всего хранилища в целом.

Постепенное снижение производительности скважин не может быть выявлено при нормальной работе хранилища. Испытания скважин рекомендуется проводить не реже одного раза в год, выбирая время, когда это можно сделать экономично в больших масштабах.

Исследователями разработан порядок испытания большого количества скважин при закачке газа в летний период, когда имеется сравнительно небольшая потребность в обслуживающем персонале и оборудовании.

На рис. XVIII. 15 приведены кривые результатов испытания методом противодавления двух скважин за 10 и 14 лет. Результаты испытаний скв. 1 доказывают постоянство ее рабочей характеристики. Индикаторная кривая скв. 10, наоборот, неустойчивая. Вероятно, до начала работы этой скважины на подземном хранилище еще при эксплуатации месторождения в скважину поступала вода, а призабойная зона загрязнялась отложениями солей. Скважину каждый год чистили, в результате чего была улучшена ее рабочая характеристика, хотя она еще и не достигла первоначального уровня. Необходимо отметить, что по скв. 10 угол наклона индикаторной кривой остался постоянным. Следовательно, именно этот показатель характерен для скважины. Аналогичное положение было установлено, при испытании многих других скважин.

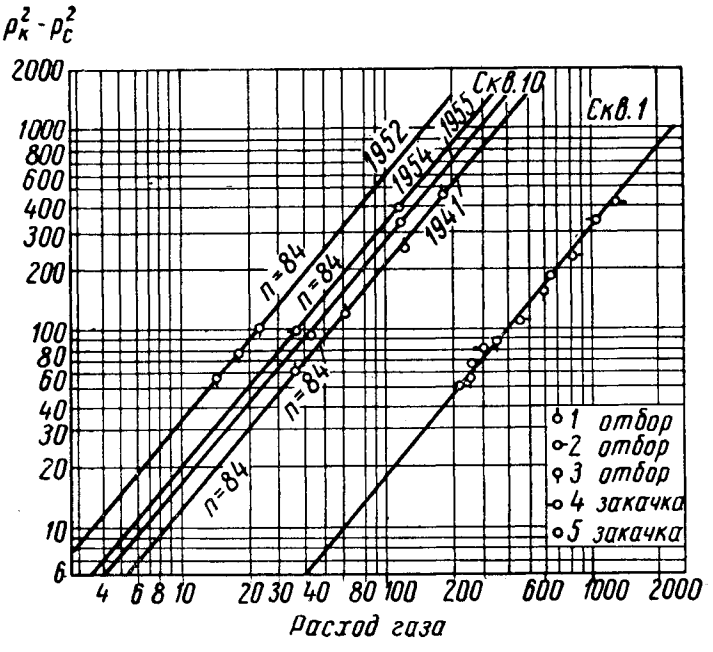


Рис. XVIII. 15. Кривые результатов испытания методом противодавления двух скважин за 10 и 14 лет.

1 — отбор (7); *2* — отбор (10); *3* — отбор (2); *4* — закачка (7); *5* — закачка (9).

Результаты испытаний скважин подземного хранилища показывают необходимость проведения ряда мероприятий для сохранения производительности хранилища. Работа отдельных скважин может быть улучшена периодической их чисткой от загрязнения путем продувки в атмосферу. В других скважинах в этих же целях может быть применена химическая обработка призабойной зоны. В некоторых случаях для очистки рекомендуется применять расширение забойной зоны. Для повышения продуктивности скважины рекомендуется также перфорирование ее в незакрепленной забойной зоне.

При потере продуктивности хранилища применение перечисленных способов во всех случаях более экономично, чем бурение новых дополнительных скважин.

6. ИНДИКАТОРНАЯ КРИВАЯ ХРАНИЛИЩА

Индикаторная кривая хранилища строится по данным суммирования индикаторных кривых по всем скважинам хранилища.

Суммарная кривая строится по трем точкам частных зависимостей дебита от $p_f^2 - p_s^2$ (рис. XVIII. 15) путем суммирования расходов, соответствующих одним и тем же значениям $p_f^2 - p_s^2$.

В результате индикаторная кривая хранилища будет обладать средневзвешенным углом наклона. Если на хранилище наблюдается взаимодействие скважин при их работе, то индикаторная кривая хранилища, построенная описанным выше способом, будет давать завышенные расходы газа. Взаимовлияние скважин является результатом пересечения воронок депрессии в процессе отбора газа из скважины. Однако Вээри, Эленбас и Уизроу отмечают, что они не смогли заметить взаимодействие скважин, расположенных на расстоянии 201 *м* друг от друга и эксплуатирующих пласт, сложеиный песчаником с проницаемостью 300 *мд*.

7. МАКСИМАЛЬНЫЙ РАСХОД ГАЗА ПРИ ЕГО ОТБОРЕ ИЗ ХРАНИЛИЩА

Максимальный расход при отборе газа из скважины и хранилища определяется рядом факторов. Одним из наиболее важных факторов является опасность обводнения. При интенсивном отборе газа создается большая разность давления между газовым пластом и подстилающим его водоносным горизонтом. Это может привести к прорыву воды к забою скважины, в результате чего уменьшится ее дебит. Подобные явления в работе хранилища нежелательны.

Допустимое с точки зрения безводной эксплуатации скважины снижение давления при отборе газа из хранилища значительно изменяется для отдельных скважин и хранилищ.

Допустимая депрессия определяется экспериментально и зависит от величины рабочего давления в хранилище, от мощности газоносной части песчаника между забоем скважины и уровнем пластовых вод, от проницаемости этого участка и наличия в нем плотных пропластков.

На одном из хранилищ газа допустимый перепад давления при отборе составлял 4,2 *кГ/см²* при избыточном давлении в пласте-хранилище 49 *ат*.

В подземных хранилищах, где нет опасности прорыва подошвенных вод, максимальный расход газа при отборе будет определяться рабочим давлением в магистральном трубопроводе, в который подается газ из хранилища или мощностью компрессорной станции, нагнетающей газ в магистральный газопровод. Как уже отмечалось, максимальный отбор газа из скважины и, следовательно,

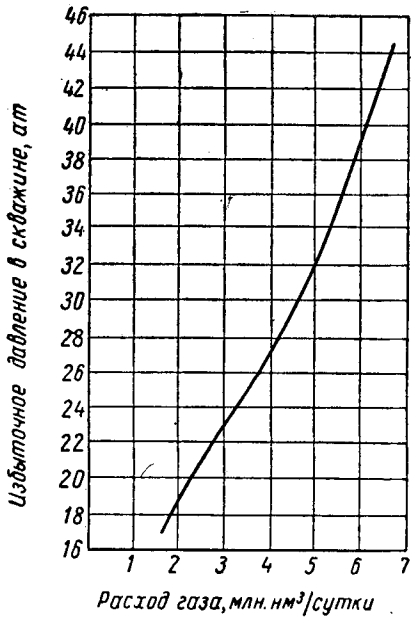


Рис. XVIII. 16. Кривая зависимости максимальных расходов газа при различных давлениях на одном из хранилищ.

из хранилищ иногда ограничивается выносом с забоя скважины твердых частиц породы, в результате чего разрушается и коллектор. Эрозионное действие частиц может привести к разрушению устьевого оборудования.

На рис. XVIII. 16 показана кривая зависимости максимальных расходов газа при различных давлениях на одном из хранилищ.

Избыточное давление на устье скважины в момент вскрытия месторождения было 29 *ат*. Предельно допустимая депрессия составляла 3,5 *ат* и по мере снижения пластового давления постепенно понижалась.

Такая депрессия была принята в результате исследовательских работ, которыми была установлена опасность прорыва в скважину пластовых вод при дальнейшем увеличении депрессии.

8. РАСЧЕТ РАБОТЫ ПЛАСТА

Очень важно уметь определять за несколько месяцев и даже лет, какое давление будет на выходе из хранилища при различных расходах газа. На рис. XVIII. 17 представлена диаграмма для рассматриваемого подземного хранилища, по которой можно определить давление на приеме компрессорной станции, расположенной на расстоянии 19 *км* от подземного хранилища. Диаграмма представляет собой совмещенный график индикаторной кривой хранилища и кривых падения давления в газосборной системе, установке по осушке газа и магистральном трубопроводе.

В качестве параметра при построении кривых принято давление в наблюдательных скважинах, которое может быть представлено в виде функции объема активного газа, находящегося в хранилище.

После нескольких лет работы подземного хранилища, когда хорошо известны максимальные и минимальные объемы хранения газа, этот график может быть выполнен весьма достоверно.

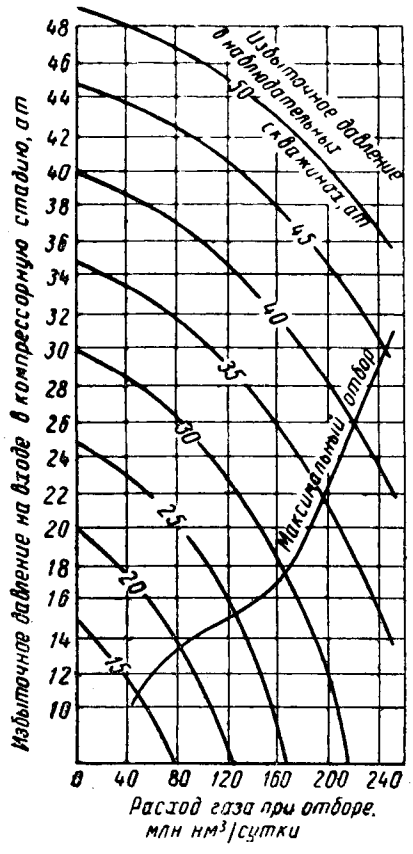


Рис. XVIII. 17. Диаграмма для подземного хранилища.

Используя кривые, приведенные на рис. XVIII. 13 и XVIII. 17, можно заранее рассчитать объем газа, который должен находиться в хранилище, для того чтобы гарантировать удовлетворение пиковых спросов на газ.

В то же время, имея данные по объемам хранимого газа, можно выполнить обратную задачу, определить максимальный расход газа из хранилища и, следовательно, подобрать оборудование необходимой производительности для скважин, газосборной системы и компрессорной станции, т. е. сделать всю систему работоспособной и при максимальных отборах.

В табл. XVIII. 8 дается сравнение ряда величин, которые были рассчитаны с фактическими показателями работы рассматриваемого хранилища.

Расчетное давление на приеме компрессорной станции по данным таблицы на рис. XVIII. 17 отличается от фактического на 0,56—0,28 *ат*. Подобных сравнений было сделано много, и разница не превышала величины от —0,7 до —0,7 *ат*. Такую точность можно считать достаточной.

Отбор газа из хранилища не является постоянным по объему на протяжении суток. Поэтому постоянный отбор газа в период от 4 до 6 *ч* преобразуется в суточную норму отбора. Давление на приеме компрессорной станции в течение суток будет мало изменяться вследствие незначительной разности отбора газа в другие часы по сравнению с отбором в период от 4 до 6 *ч*.

Таблица XVIII. 8

Сравнительные данные по фактическим и расчетным давлениям для подземного хранилища

Число, месяц, год	Абсолютное давление по наблюдательным скважинам, *ат*	Суточный отбор газа, тыс. $м^3$	Давление на приеме компрессорной станции, *ат*		
			расчетное	фактическое	разность
1/XII 1952	44,7	2847,0	41,4	41,3	+0,1
13/XII 1952	43,8	1763,1	42,1	42,0	+0,1
21/XII 1952	42,9	622,6	42,4	42,0	+0,4
31/XII 1952	41,6	2255,6	39,1	39,2	—0,1
6/I 1953	40,8	4307,3	33,7	34,0	—0,3
12/I 1953	39,7	2965,8	35,7	35,7	0
20/I 1953	38,4	3407,3	33,3	33,6	—0,3
27/I 1953	37,2	3882,8	30,6	30,2	+0,1
10/II 1953	34,1	3582,8	28,0	28,0	0
27/II 1953	30,8	3585,6	23,7	23,5	+0,2
5/II 1954	29,1	1683,9	26,9	26,6	+0,3
20/II 1954	28,1	591,5	27,4	26,8	—0,6
19/III 1954	26,6	1075,4	25,1	25,1	0
14/II 1955	25,2	2464,9	20,2	19,6	+0,6
2/III 1955	22,1	1480,1	19,8	20,4	—0,6
19/III 1955	21,6	1275,4	18,9	18,9	0
27/III 1955	21,1	843,4	19,4	19,6	—0,2

Данные диаграммы XVIII. 17 могут быть также использованы для определения давления на нагнетательной линии компрессорной станции, если необходимо закачивать различные количества газа в подземное хранилище.

При расчетах нагнетательной линии надо учитывать, что газ не будет проходить через установку осушки. Соответственно и потери давления в системе при нагнетании уменьшатся.

Кроме того, давление на выкиде компрессорной станции должно быть принято как основной или базисный параметр, а давление на устье скважин будет искомой величиной.

9. РАБОТА ПОДЗЕМНОГО ХРАНИЛИЩА В ТЕЧЕНИЕ СУТОК

Важным звеном в операциях, связанных с подачей газа потребителю, является диспетчеризация. Диспетчер, обычно находящийся на участке главного района потребления газа, должен собрать данные о погоде и на основе этих данных, а также сведений о деятельности промышленных и торговых предприятий уточнить потребность в газе по часам в течение суток.

При этом необходимо учитывать, что работу магистральных газопроводов стремятся осуществлять с постоянной часовой и суточной нагрузкой, поэтому все изменения в спросе на газ должны перекрываться за счет работы подземного хранилища газа.

Собранные и уточненные данные в виде норм отбора, обеспечивающих потребителей газа по каждому району, передаются в центральное управление. Это может быть сделано в форме часового потребления газа по объему или в виде давлений, которые должны поддерживаться на магистральных газопроводах; могут передаваться и те и другие данные.

Для увеличения объема отбора газа из хранилища при работе всех действующих скважин необходимо понизить давление на выходе газосборной сети или на приеме компрессорной станции. При этом для получения точных результатов замера увеличенного объема газа необходимо заменить диафрагмы или подключить в сеть дополнительный счетчик. Может возникнуть необходимость изменения цикла в установках по осушке газа, хотя они обычно устанавливаются с учетом максимальной нагрузки. На диаграмме (рис. XVIII. 18) показаны суточные объемы отбора и закачки газа в подземное хранилище за 1953 г.

Увеличение отбора газа из подземного хранилища потребует увеличения мощности компрессорной станции. Для этого приходится либо включать в работу резервные компрессоры, либо уменьшать объем вредного пространства, либо изменять число рабочих цилиндров. Иногда в случае высокой степени сжатия приходится переходить на двухступенчатое компримирование.

Переход от закачки к отбору газа из хранилища выполняется следующим образом. В центральной станции по замеру газа меняют направление его потока, соответственно заменяют диафрагмы счетчиков, включают установки по осушке газа, которые при закачке обычно не работают, кроме того, для изменения направления движения потока газа понижают давление на приеме в компрессорной станции или магистральном трубопроводе.

На подземных хранилищах, на которых на скважинах установлены подогреватели, может возникнуть необходимость ввода их в действие, например, воспламенением запальников. Эти запальники должны работать на протяжении того времени года, когда газ отбирается из хранилища.

В период отбора газа из хранилища все действующие скважины следует часто осматривать. Осмотр можно выполнять один раз в сутки; на некоторых подземных

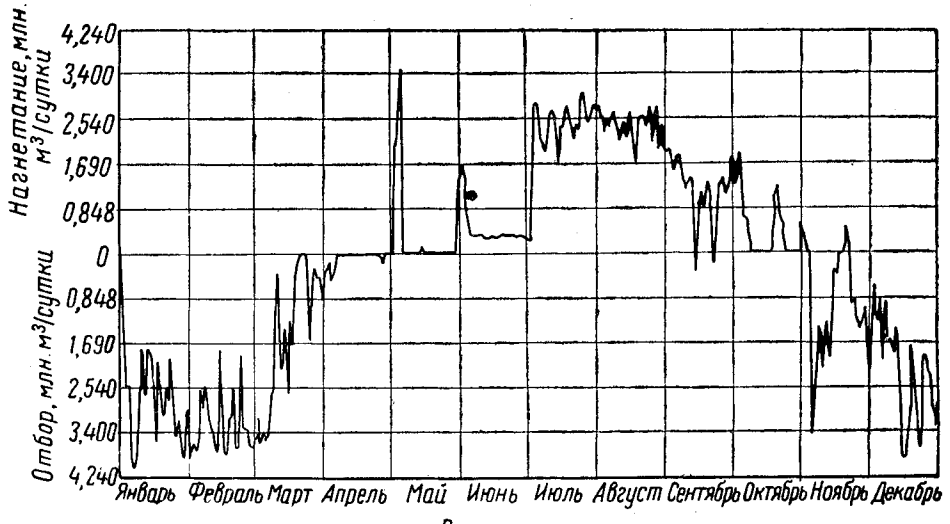


Рис. XVIII. 18. Объемы отбора газа и закачки его в подземное хранилище за сутки в 1953 г.

хранилищах осмотр производится через каждые 8 *ч* как днем, так и ночью. При осмотрах скважин регистрируется давление и проверяется работа подогревателей. Частый осмотр скважин и постоянная регистрация дают возможность оператору быстро установить, какая из скважин снизила дебит. В период закачки газа осмотр скважин не имеет такого существенного значения и производится 1—2 раза в неделю.

Давление по ключевым наблюдательным скважинам следует проверять каждые сутки на протяжении всего года. Другие наблюдательные скважины можно осматривать периодически.

10. РАБОТЫ, ПРОВОДИМЫЕ ПРИ ПРЕКРАЩЕНИИ ЭКСПЛУАТАЦИИ ПОДЗЕМНОГО ХРАНИЛИЩА

При эксплуатации хранилища бывают периоды, когда спрос на газ равен производительности магистрального газопровода. В это время работа подземного хранилища прекращается. После остановки в каждой скважине ежедневно в течение 7—15 суток измеряется давление. Этого времени вполне достаточно для того, чтобы давление между скважинами выравнялось и снизилась депрессия, которая образовалась в процессе отбора газа. По данным ежедневных замеров давления по всем скважинам можно составить схему движения газа в пласте в период остановки хранилища.

11. РАСЧЕТ СРЕДНЕГО ДАВЛЕНИЯ В ПЛАСТЕ-ХРАНИЛИЩЕ

Давление, измеренное в последний день периода остановки хранилища, осредняется для получения среднего статического давления в хранилище. Наиболее точный метод определения среднего давления состоит в том, что давление, измеренное на конкретной скважине, берется с учетом той доли общего объема хранилища, которая приходится на данную скважину. Для выполнения такого расчета должна быть составлена карта равных мощностей по хранилищу. При этом должны быть известны осредненные или точные данные о пористости и остаточной водонасыщенности пласта-коллектора. Если расположение скважин на хранилище таково, что не все его части контролируются, то, возможно, необходимо составить карту равных статических давлений и определить среднее давление для каждого участка хранилища, используя планиметр. Способы получения среднего давления описаны в главах X и XI.

Затем определяется средневзвешенное по объему давление в хранилище. Имея данные о давлении и объеме газа, находящегося в хранилище, можно рассчитать геометрический объем хранилища газа.

Повторяя подобные расчеты для различных моментов времени, можно построить кривую, аналогичную верхней кривой, изображенной на рис. XVIII. 14. Если при этих расчетах окажется, что объем хранилища больше нормального, то это значит, что происходят прорыв газа и уход его из хранилища.

12. ПОТЕРЯННЫЙ И НЕУЧТЕННЫЙ ГАЗ

Во всех системах транспорта и распределения газа неизбежны потери. Имеется также некоторый объем неучтенного газа. Обычно это потери выражаются в процентах относительно объема газа, подаваемого в систему. Потери имеются в сальниках штоков, компрессорных поршней, в винтовых соединениях, через уплотнительные части задвижек, через микроскопические отверстия на поверхности трубопроводов. Когда утечки становятся достаточно большими, их замечают и устраняют.

Так как при хранении газа применяется то же оборудование, что и при его транспорте, следует предполагать, что аналогичные потери и неучтенный газ имеются и в этом случае.

Однако учет этих потерь связан с большими трудностями, так как невозможно с достаточной степенью точности определить объем газа, находящегося в хранилище. Общая сумма потерь газа в системе хранения может быть не выявлена в течение ряда лет до тех пор, пока это не станет заметным. В идеальном случае потери должны учитываться из месяца в месяц.

Для подсчета потерь в хранилище можно применить способ, применяемый в системах транспорта газа. Определяется количество задвижек, цилиндров, винтовых соединений, наземных трубопроводов на компрессорной станции, а также наземных трубопроводов на хранилище. Потери в них зависят от давления в системе и должны уточняться в соответствии с его изменениями.

В магистральных трубопроводах давление сравнительно постоянное и потери газа приблизительно постоянны, особенно если он связан с подземным хранилищем. На подземном хранилище изменения давления происходят довольно часто и в значительных пределах; соответственно будет изменяться и величина утечек газа. Но в среднем утечки, исходя из давления, будут близкими к утечкам, которые имеются при давлении в подводящем газопроводе. Ориентировочно можно принять, что потери газа в наземных сооружениях подземных хранилищ составляют 0,06 *нм*^{3}/*год ат* с 1 *м*^{2} поверхности трубопроводов.

13. АНАЛИЗ ГАЗА ДЛЯ ИЗУЧЕНИЯ ЕГО ДВИЖЕНИЯ

Анализы могут быть хорошим средством изучения движения газа, смешивания его внутри хранилища и, возможно, миграции в близлежащие структуры. Газы, закачиваемые в хранилище, часто имеют достаточное количество отличимых компонентов, не входящих в состав газа, находящегося в хранилище. Например, газ с промысла Хьюготон содержит высокий процент азота и гелия. Газ с месторождений Мексиканского залива содержит сравнительно большие количества углекислоты.

Смешение газа внутри хранилища не происходит так полно, как это в свое время предполагалось.

На хранилище Мичиган было добыто 50% закачанного летом сухого газа, прежде чем его точка росы начала понижаться. В конце периода отбора газ оказался насыщенным водой. На другом хранилище скважина, расположенная в купольной части структуры, была закрыта для наблюдения за давлением в течение длительного времени периода в начале работы хранилища. После закачки газа в хранилище из месторождения, газ которого содержал 15,5% азота, в образцах газа, взятых из закрытой скважины, при анализе масс-спектрометром обнаружили 10,1% азота. В то же время газ месторождения, в котором создано хранилище, содержал только 8% азота.

Небольшие газовые залежи часто находятся вблизи крупных месторождений. И не всегда возможно без больших затрат на бурение определить место, где они соединяются.

Давления в небольших залежах вследствие работы основной залежи (хранилища) часто изменяются за счет гидродинамической связи всей системы. Если состав газов по залежам не одинаков, то периодическое взятие проб газа, отбираемого из скважин, расположенных на примыкающих к основному месторождению или хранилищу, и анализ этих проб являются средством определения перетоков газа.

Два примыкающих друг к другу месторождения в Мичигане при давлении 14—17,5 *ат* в 1950 г. были закрыты для использования их в качестве хранилищ. В

одном из месторождений закачка газа началась немедленно, и в 1951 г. абсолютное давление в нем было доведено до 49 *ат*. Другое месторождение находилось в бездействии, однако абсолютное давление, измеренное в скважинах, расположенных в центре, выросло до 28 *ат*. Эта величина равна среднему за цикл значению давления в работающем хранилище. Все геологические данные также указывали на то, что эти месторождения соединяются.

Данные анализа проб газа, взятых из скважин простаивающего месторождения, однако, не дают основания утверждать, что газ поступает из примыкающего хранилища.

Для анализа проб газа хорошие результаты дает применение масс-спектрографии и газохроматографии. Для получения точного анализа газа необходимо, чтобы вместе с пробами, предназначенными для анализа, отбиралась и контрольная проба.

§ 7. ХРАНЕНИЕ ГАЗА В ВЫРАБОТАННЫХ НЕФТЯНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЯХ

Частично выработанные нефтяные месторождения имеют много общего с выработанными газовыми месторождениями. Когда рассматривается возможность использования выработанного нефтяного месторождения в качестве хранилища газа, предварительно необходимо изучить все имеющиеся данные по этому месторождению. Продуктивность нефтяных скважин служит средством определения продуктивности их по газу.

Общий объем добычи нефти и газа позволяет определить объем полезного порового пространства с точки зрения последующего хранения газа. Закачку газа в пласт на выработанном нефтяном месторождении можно совместить с процессом вторичной добычи нефти. При решении вопроса об использовании выработанного нефтяного месторождения в первую очередь необходимо установить режим эксплуатации этого месторождения (водонапорный, газовый и т. д.). Данные о изменениях пластового давления в процессе разработки месторождения должны быть использованы при разработке режима работы, но уже хранилища газа.

В табл. XVIII. 9 приводятся данные по трем выработанным нефтяным месторождениям, которые были использованы для сооружения подземных хранилищ газа. Первое, Плайа дель Рей, расположено вблизи Лос-Анжелоса в Калифорнии. Газ закачивался на этом месторождении через скважины, расположенные в купольной части. Ниже были расположены фонтанные скважины, дававшие нефть с водой, а на крыльях структуры располагались глубоко-насосные скважины.

Добыча нефти в 1956 г. составляла около 160 тыс. *м*^{3}/*сутки*. Нефть низкого удельного веса и сравнительно вязкая. При использовании некоторых скважин для закачки и добычи газа встретились большие трудности, связанные с образованием эмульсий. Это хранилище используется для покрытия пиковых нагрузок в утренние часы холодных дней.

Месторождение Нью-Йорк Сити в Техасе приурочено к рифовым известнякам. Нефть легкая и при давлении 162 *ат* газом недонасыщена. Пластовый объемный фактор был равен 1,66. В 1 *м*^{3} нефти растворено 169 *м*^{3} газа. Газовый фактор в начале эксплуатации месторождения рос и достиг 28 тыс. *м*^{3}/*м*^{3}, когда на месторождении прекратили добычу нефти. Абсолютное пластовое давление при этом было равно 91 *ат*.

Вследствие высокого газового фактора отбор нефти составил только 18% от ее запасов.

При эксплуатации хранилища были использованы для закачки и отбора газа две скважины, расположенные в купольной части структуры; четыре скважины, расположенные ниже по структуре, использовались для добычи нефти с возвратом газа на закачку.

Общая добыча при вторичном способе эксплуатации по месторождению на конец 1955 г. составила более 23 тыс. *м*^{3}.

Третье месторождение, Монтебелло, многопластовое (восемь пропластков). Добыча нефти по месторождению составляла 53 *м*^{3}/*сутки*, когда приступили к закачке газа. Вначале на этом хранилище было использовано шесть инжекционных и одиннадцать эксплуатационных скважин.

Таблица XVIII. 9

Данные по выработанным нефтяным месторождениям, которые были использованы в качестве газохранилищ

Данные	Месторождение		
	Плайа дель Рей	Нью-Йорк Сити	Монтебелло
Год начала бурения	1931	1941	1938
Год начала хранения газа	1942	1952	1956
Глубина залегания пласта, *м*	1881	1859	2287
Пластовое давление в момент вскрытия, *кГ*/*см*^{2}	182	220	232
Пластовая температура, °С	110	73	99
Плотность нефти, *г*/*см*^{3}	0,97—0,92	0,79	0,86
Суммарная добыча нефти, млн. *т*	1,04	1,03	1,06
Суммарная добыча газа, млн. *м*^{3}	—	105,8	109,8
Объем хранения газа, млн. *м*^{3}:			
а) максимальный объем рабочего газа	56,6	113,2	353,7
б) объем буферного газа	113,2	56,5	63,6
Предельные давления на устье скважины, *кГ*/*см*^{2}:			
а) минимальное	63	70	140
б) максимальное	91	224	210
Породы пласта	Песчаник	Известняк	Конгломерат
Площадь пласта, *га*	97,1	162	218
Мощность пласта, *м*	45,7	91,4	18,9
Пористость, %	17—24	—	22
Проницаемость, *мд*	63	—	77
Режим эксплуатации месторождения	Режим растворенного газа		
Суточный отбор газа, млн. *м*^{3}	11,7	1,7	7,7
Мощность компрессорной станции, *л. с.*	6220	2640	8100

1. ЕМКОСТЬ ХРАНИЛИЩА

Добыча нефти и газа по месторождению дает возможность предположить, что освободившееся поровое пространство может быть использовано для хранения газа. При использовании выработанных месторождений следует учитывать как усадку нефти в прошлом, так и текущую усадку, вызванную тем обстоятельством, что

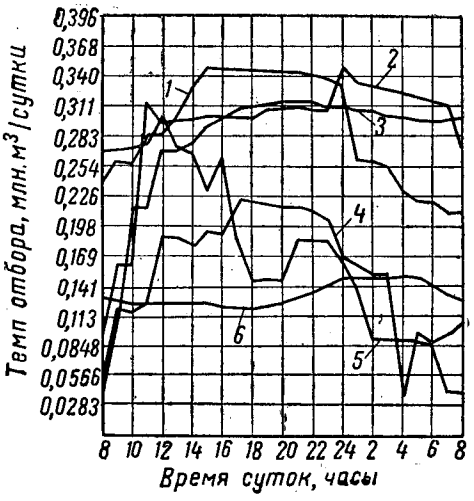


Рис. XVIII. 19. Зависимость темпа отбора газа от времени.

газа отбирается больше того количества, которое растворено в единице объема нефти.

После того как составлен материальный баланс месторождения, газовая фаза определяется непосредственно. Емкость выработанного нефтяного месторождения по газу определяется следующим уравнением:

$$V = \frac{\Delta N p B_0}{Tz}, \qquad \text{(XVIII. 1)}$$

где V — объем газа, который может вместить хранилище; ΔN — количество добытой нефти; B_0 — коэффициент сжимаемости породы пласта; p — абсолютное пластовое давление; T — абсолютная пластовая температура; z — коэффициент сжимаемости газа.

Пространство, освобожденное газом, выделившимся из еще недобытой нефти, может быть рассчитано, если известно, сколько его отобрано. Однако при этом необходимо определить, не будет ли закачиваемый газ снова растворяться в нефти при повышении пластового давления.

После выполнения нескольких циклов, связанных с хранением газа и вторичной добычей нефти, емкость хранилища несколько увеличится.

Расчет количества газа в действующем хранилище требует определения изменений и давления. Давление в течение цикла зависит от проницаемости пласта, глубины его залегания и других причин. В нормальных условиях залежь находится под давлением, определяемым гидростатическим градиентом и глубиной залегания пласта-коллектора. Установлено, что при закачке газа давление можно довести до величины, превышающей начальное значение, в том случае, если слагающие кровлю пласта породы достаточно плотные и прочные. Если имеются водонасыщенные подстилающие пласты, независимо от степени активности вод объем порового пространства, занятого газом, будет изменяться, так как изменение давления вызовет перемещение воды. В подобных случаях следует строить цикл таким образом, чтобы давление в хранилище над первоначальным значением в летний период соответствовало снижению давления по сравнению с той же величиной в конце сезона отбора газа.

В результате таких изменений перемещение воды в пласте будет минимальным.

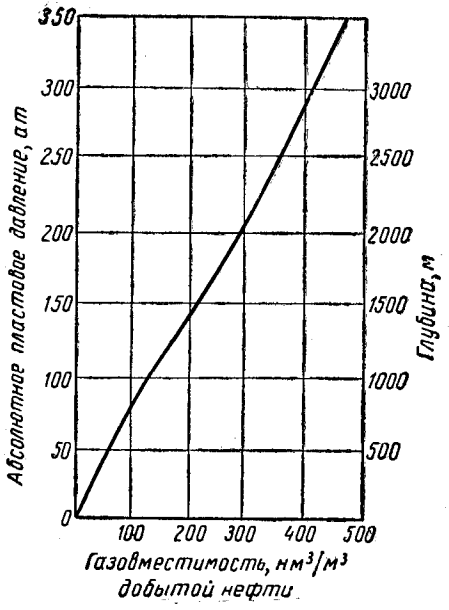


Рис. XVIII. 20. Диаграмма, составленная для приближенного определения емкости хранилища в выработанном нефтяном месторождении при относительном удельном весе газа по воздуху, равном 0,6.

Максимально допустимое давление зависит от свойств покрышки, т. е. пласта, расположенного над кровлей хранилища, и, по-видимому, не должно превышать 0,14 *ат* на 1 *м* глубины.

На рис. XVIII. 20 представлена диаграмма, составленная для приближенного определения емкости хранилища в выработанном нефтяном месторождении при относительном удельном весе газа по воздуху 0,6.

Температура грунта принята равной 12° С на глубине 0 *м* и 128° С на глубине 3050 *м*.

Пластовый объемный коэффициент при удельном весе нефти 0,82 *Г/см*³ и при абсолютном давлении 302 *ат* принят равным 1,75. Кривая позволяет рассчитать общую емкость хранилища по газу на 1 млн. *м*³ добытой нефти. Но при этом не принято в расчет поровое пространство, освобожденное газом, добытым вместе с нефтью.

Например, при общем отборе нефти 40% от запасов и избыточном пластовом давлении 14 *ат* при режиме растворенного газа в месторождении может храниться свыше 40% газа, так как дополнительное пространство создается за счет выделения газа из остаточной нефти.

Некоторое количество газа будет растворяться в нефти, но когда прекращается вторичная добыча нефти, этот процесс дает определенное преимущество, так как при давлении 210 *ат* газ в растворенном виде занимает меньше пространства, чем в газовой фазе.

Доля активного объема газа зависит от давления закачки и отбора газа и может составить от 40 до 70% от количества газа, находящегося в хранилище.

Емкость по газу нефтяного месторождения с водонапорным режимом зависит от подвижности пластовой воды.

На месторождениях с водонапорным режимом вместе с нефтью извлекается много воды; при разработке таких месторождений вода часто возвращается обратно в продуктивный горизонт через скважины, расположен-

ные на контуре месторождения. Но большое количество воды может не быть возвращено в пласт.

При давлении в хранилище выше давления вскрытия пласта краевые воды будут оттеснены туда, откуда они переместились в продуктивный горизонт.

Процесс осушения пористой среды не изучен, но можно рассчитывать на то, что основная масса краевых вод, прорвавшихся в продуктивный пласт в течение нескольких лет работы газового хранилища, должна быть оттеснена из последнего.

2. ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬ НЕФТЯНЫХ СКВАЖИН ПО ГАЗУ

Для расчета производительности нефтяных скважин как при закачке, так и при отборе газа желательно иметь данные по дебиту нефти и забойному давлению по этим скважинам. Уравнения потока нефти и газа могут быть совместно решены и представлены в следующем виде:

$$\frac{kh}{\ln\frac{r_2}{r_1}} = \frac{Q_н B \mu_н}{(p_1 - p_2)}, \qquad \text{(XVIII. 2)}$$

где $Q_н$ — дебит нефти в *см³/сек*; B — коэффициент сжимаемости породы пласта; p_1 — абсолютное пластовое давление в *ат*; p_2 — абсолютное забойное давление в *ат*; h — мощность пласта в *см*; k — проницаемость в *д*; r_1 — радиус залежи; r_2 — радиус скважины; $\mu_н$ — вязкость нефти.

Аналогично при установившейся ламинарной фильтрации газа получим

$$\frac{kh}{\ln\frac{r_2}{r_1}} = \frac{QzT\,\mu_г}{p_1^2 - p_2^2}, \qquad \text{(XVIII. 3)}$$

где Q — дебит газа в *см³/сек*; z — коэффициент сжимаемости газа; T — абсолютная пластовая температура; $\mu_г$ — вязкость газа в *спз*; $T_н$ — абсолютная нормальная температура.

Преобразуя (XVIII. 2) и (XVIII. 3), получим

$$Q = \frac{0{,}5\,Q_н B \mu_н \left(p_1^2 - p_2^2\right)_г}{zT\,\mu_г (p_1 - p_2)_н}. \qquad \text{(XVIII. 4)}$$

Уравнение (XVIII. 4) может быть решено, если известны следующие данные: $Q_н$ при данном перепаде давления $(p_1 - p_2)_н$, B, $\mu_н$, T и z.

Уравнением не учитывается газ, добываемый вместе с нефтью, а также испарение газа из нее.

Аналогично может быть выведено уравнение движения потока газа, в котором учитывается отклонение от закона Дарси.

3. ВТОРИЧНАЯ ДОБЫЧА НЕФТИ

Имеются три положения, которые заслуживают рассмотрения по вопросам вторичной добычи нефти. Первое — добыча нефти может быть экономически целесообразна, но при этом необходимо учитывать количество добываемой нефти и дополнительную емкость для хранения газа, создаваемую при добыче нефти. Второе — процесс вторичной добычи нефти можно использовать для регулирования подготовки пласта под хранилище газа. И третье — отбор нефти может повысить производительность скважин по газу.

При подготовке частично выработанного нефтяного месторождения под хранилище газа скважины должны быть пробурены таким образом, чтобы приток нефти осуществлялся в результате естественного дренирования. Скважины, расположенные на контуре структуры, требуются для того, чтобы удалить из пласта жидкость, приток которой создается за счет увеличения объема остаточной нефти, вызванного повышением давления в пласте. Удаление любой подвижной жидкой фазы необходимо для того, чтобы получить сухую пористую среду для движения газа.

Это может быть достигнуто при применении вторичных процессов добычи. Необходимо отметить, что возможный отбор нефти так или иначе оправдает эти работы и, кроме того, успешность операций, связанных с хранением, зависит от степени удаления подвижной нефти из пласта.

§ 8. ХРАНЕНИЕ ГАЗА В ВОДОНОСНЫХ ПЛАСТАХ

В табл. XVIII. 7 показано, что на 1/I 1956 г. в четырех различных штатах имелось пять подземных хранилищ газа, созданных в водоносных пластах.

Объем активного газа этих подземных хранилищ составлял менее 5% от всего объема газа, находившегося в подземных хранилищах в США.

1. ОПРЕДЕЛЕНИЕ СТРУКТУРЫ, ПРИГОДНОЙ ДЛЯ ХРАНЕНИЯ ГАЗА

При поисках структуры, отвечающей требованиям сооружения подземного хранилища газа, необходимо, чтобы эта структура была антиклинального типа. Случайно структура может быть выявлена по поверхностным геологическим признакам или с помощью керна, получаемого в процессе бурения скважин.

Более часто при поисках структур применяют геофизические методы. Не исключена возможность бурения скважин малого диаметра для отбивки маркирующего пласта. Изучение керна позволит выявить возможности использования намеченного пласта для создания в нем хранилища газа. Стандартного размера скважины должны быть пробурены в купольной части структуры, при этом должен быть отобран в определенных интервалах керн с целью изучения пористости и проницаемости водоносных песчаников, доломита, известняков, а также непроницаемости породы (сланцев или известняков), располагающихся над кровлей пористого и проницаемого коллектора. После того как выбран пласт для подземного хранилища, должны быть пробурены дополнительные разведочные скважины для оконтуривания структуры.

Структура, где будет расположено хранилище, должна быть изучена полностью.

По-видимому, наиболее серьезным требованием при сооружении хранилища в водоносном пласте является наличие над водоносным пластом сплошного пласта-покрышки, сложенного непроницаемыми породами. Отбор керна и последующее лабораторное изучение его должны дать данные о плотности породы, покрывающей водоносный пласт. Какова должна быть допустимая проницаемость или мощность покрышки или их комбинация, чтобы предотвратить уход газа из пласта, до сего времени еще точно не установлено. Надо полагать, что проницаемость должна быть достаточно низкой, порядка 10^{-5} *мд* и менее, чтобы не было возможности передвижения воды в поровом пространстве. Практически в большинстве случаев необходимо произвести испыта-

ние пласта, закачав в него газ и наблюдая в течение сравнительно большого периода времени, сохраняется ли газ в пласте или просачивается через герметизирующий пласт в верхние горизонты. Не исключено, что хранилища с небольшими утечками газа могут быть экономичными при выполнении работ по сбору прорвавшегося газа из верхних зон и возвращению их в пласт.

2. СВОЙСТВА ВОДОНОСНЫХ ПЛАСТОВ

Горизонтально залегающий водоносный песчаник с непроницаемой покрышкой и основанием, протягивающийся на многие километры, часто называют просто водоносным пластом.

Заметным образом снизить давление на значительном расстоянии от эксплуатирующейся водяной скважины чрезвычайно трудно, так как протяженность пласта велика, запасы воды в нем обычно бывают большими, так что количества жидкости, выделяющиеся за счет расширения породы и самой воды, достаточно велики.

При хранении газа в водоносном пласте давление в нем должно быть поднято выше первоначального пластового, чтобы оттеснить воду из пласта. При первоначальной закачке газа через водяные скважины может понадобиться повышение давления на 10—20 *ат* выше давления в водоносном пласте, чтобы создать условия для поступления газа в пористую породу.

Движение газа в пласте рассчитывается по обычным формулам. Скорость, с которой можно закачивать газ при заданном давлении, определяется поведением водоносного пласта в условиях неустановившегося режима.

Для расчета используются уравнения неустановившегося потока воды, выведенные Ван Эвердингеном и Херстом:

$$q = 6{,}283\, mC_в R^2 h\,(p_г - p_в)\,Q_t, \qquad \text{(XVIII. 5)}$$

где q — количество воды, оттесняемой газом, в $м^3$; m — пористость пласта; $C_в$ — приведенный коэффициент сжимаемости воды и породы пласта в $1/ат$; R — радиус газового пузыря в $м$; h — мощность пласта в $м$; $p_г$ — абсолютное давление, действующее на газовый пузырь, в $ат$; $p_в$ — начальное абсолютное давление в водоносном пласте в $ат$; Q_t — функция безразмерного времени t_D (определяется по табл. X. 4—X. 8):

$$t_D = \frac{0{,}00833\, kt}{m\mu\, C_в R^2}, \qquad \text{(XVIII. 6)}$$

где k — проницаемость породы пласта в $мд$; t — время с момента поддержания давления на установленном уровне в сутках; μ — вязкость воды в $спз$.

Для решения уравнения (XVIII. 5) необходимо знать сжимаемость воды (рис. XVIII. 21) и уменьшение объема пор в зависимости от снижения давления.

При этом следует учитывать, что растворение в воде газа повышает ее сжимаемость на 20% на каждые

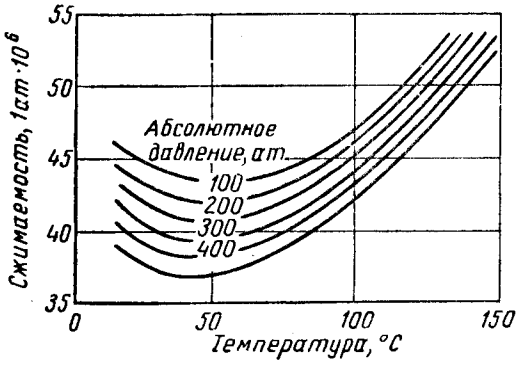


Рис. XVIII. 21.

3,56 $м^3$ газа, растворенного в I $м^3$ воды. Если требуется сократить срок создания хранилища газа, то следует отбирать воду из скважин, расположенных вблизи контура газового пузыря, или повышать давление закачки газа.

Приведенные выше расчеты можно применять для хранилищ, сооруженных на выработанных газовых и нефтяных месторождениях с подошвенной или краевой водой. Для расчета изменений объема хранилища в любой период времени может быть использована средняя разность между давлением газа в хранилище и давлением в водоносном пласте.

Ограничение перемещения воды в пласт-хранилище и из него определяется горизонтальным движением воды в периферийной зоне независимо от того, имеются ли подошвенные воды.

Уравнение Ван Эвердингена и Херста для расчета повышения давления на контуре хранилища при постоянной скорости вытеснения воды имеет следующий вид:

$$p - p_в = \frac{19{,}2\, q\mu\, p_t}{kh},$$

где q — расход вытесняемой воды в $м^3/сутки$; p_t — функция t_D, определяемая по табл. X. 4 — X. 8.

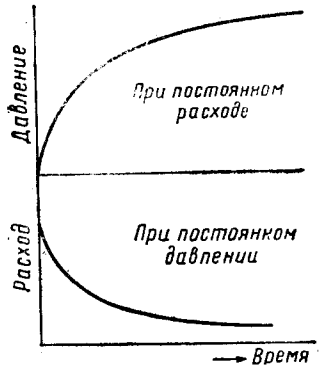


Рис. XVIII. 22.

Закачку можно проводить и в условиях переменного расхода газа и давления. Но расчеты в этом случае следует проводить, используя принцип суперпозиции.

§ 9. ЭКОНОМИКА ПОДЗЕМНЫХ ХРАНИЛИЩ ГАЗА

Общие капиталовложения в подземное хранилище складываются из затрат на оборудование, разработку хранилища, создание упругой газовой подушки или буферного газа, осушку, компримирование и транспортировку газа.

Затраты на оборудование включают в себя стоимость оставшихся нефтяных или газовых скважин.

Подготовительные работы по созданию хранилища включают затраты на бурение скважин для закачки и отбора газа, наблюдательных и структурно-контрольных скважин, затраты на оборудование устья скважин и на газосборные сети.

Полная стоимость бурения скважин, включающая собственно бурение, крепление обсадными трубами, цементирование, отбор керна, каротаж и испытание, колеблется от 15 до 350 долл. за I $м$ в зависимости от глубины, количества отбора керна, объема каротажных работ и стоимости опробования.

Стоимость бурения скважины на хранилище глубиной до 710 $м$ при полном оборудовании ее составляет 35 долл. за 1 $м$.

Оборудование устья одной скважины может стоить до 5000 долл. Стоимость газосборной системы зависит от производительности скважин и системы их размеще-

ния, но не превышает 10 тыс. долл. на скважину. Значительные затраты на некоторых промыслах вызываются перебуриванием и переоборудованием законсервированных и заброшенных нефтяных и газовых скважин. Эти затраты иногда больше, чем на бурение новых скважин.

В среднем по всем подземным хранилищам соотношение активной и буферной частей общего объема составляет 1 : 1. Стоимость буферного газа в зависимости от местоположения хранилища колеблется от 1 до 2 центов за 1 $м^3$.

В некоторых случаях стоимость этого газа должна быть равна цене газа, подаваемого по магистральному газопроводу в период резкого снижения потребления.

Затраты на компримирование, перекачку, осушку и другие виды обработки газа зависят от конкретных условий. Стоимость сооружения компрессорной станции составляет примерно от 150 до 300 долл. на 1 *л. с.* установленной мощности. Стоимость газопровода определяется примерно в 70—80 центов на 1 *см* диаметра и 1 *м* длины трубопровода. Стоимость сепарации и очистки газа обычно включается в стоимость компрессорной станции.

По данным Дугласа Белла максимальные капиталовложения в подземные хранилища в расчете на рабочий газ составляют 35,5 долл. на 1000 $м^3$.

Комитет по подземному хранению американской газовой ассоциации сообщает, что общие капиталовложения в подземное хранение газа на 31 декабря 1955 г. достигли примерно 377 млн. долл. Сюда включены стоимость буферного газа, газосборных сетей, скважин, компрессорных станций и т. д.

Общий объем рабочего газа составил на это же время 32,3 млрд. $м^3$, что составляет по затратам около 11,7 долл. на 1000 $м^3$ газа.

Беллом также установлено, что эксплуатационные расходы по подземному хранению газа составляют около 2,8 долл. и даже менее на каждые 1000 $м^3$ поставки газа.

Исследования одного предприятия показывают, что в сезон 1955—1956 гг. при поставке из хранилища в количестве около 1,5 млрд. $м^3$ эксплуатационные затраты, включая 3% амортизации, составили около 2 долл. за 1000 $м^3$ газа.

1. ЗАТРАТЫ ПРИ ДРУГИХ СПОСОБАХ ХРАНЕНИЯ ГАЗА

При других способах хранения газа затраты значительно выше. По данным Белла стальные газгольдеры низкого давления стоят несколько тысяч долларов, а трубные, высокого давления батарейного типа, несколько сотен долларов на каждые 1000 $м^3$.

Сжижение газа при низкой температуре и хранение его стоят от 180 до 350 долл. на 1000 $м^3$ емкости. Очевидно, что при большой емкости эти затраты будут значительно снижены.

По расчетам, выполненным Крейгером, хранение в сферических резервуарах требует капиталовложений около 8000 долл., а в газгольдерах низкого давления более 5500 долл., в стальных трубах 1700 долл. и при хранении в сжиженном виде около 450 долл. на 1000 $м^3$.

В течение последних 5 лет жидкие углеводороды, особенно сжижеиный нефтяной газ, харнится в горных выработках и в емкостях, сооруженных методом растворения в отложениях каменной соли.

Стоимость хранилищ в горных выработках составляет от 143 до 180 долл. на 1000 $м^3$ емкости, что в 2 раза менее стоимости сооружения хранилищ в отложениях каменной соли.

Из расчетов, выполненных Крейгером, следует, что капитальные затраты на сооружение хранилища для хранения сжиженного газа и установки для регазификации жидких углеводородов и добавления к ним воздуха для доведения теплотворности газовоздушной смеси до 7500 *ккал*/$м^3$ составляют для хранилищ, созданных в горной выработке, до 225 долл., а в отложениях каменной соли до 130 долл. на каждые 1000 $м^3$ емкости.

2. СНЯТИЕ ПИКОВЫХ НАГРУЗОК В ЗИМНЕЕ ВРЕМЯ ЗАМЕНИТЕЛЯМИ ПРИРОДНОГО ГАЗА

Для снижения пиковых нагрузок в зимнее время можно использовать искусственный нефтяной газ или пропано-воздушную смесь.

Капитальные затраты на современных установках для производства высококалорийного нефтяного газа составляют от 9,5 до 6,3 тыс. долл. на 1000 $м^3$ суточной их производительности. На более крупных установках удельные затраты снижаются. Капиталовложения при строительстве установок по производству пропано-воздушной смеси совместно с хранилищем в горной выработке на двадцатидневный запас сжиженного газа может составить 6 тыс. долл. на 1000 *м* суточной продукции и даже ниже, если общая производительность установки составляет 425 тыс. $м^3$ и более смеси в сутки.

Стоимость пропана является основным фактором в стоимости пропано-воздушной смеси, предназначаемой для удовлетворения повышенного спроса на газ в зимнее время. Стоимость пропана составляет 2,6 цента за 1 *л*; в смеси с воздухом теплотворностью 7,5 *ккал* эквивалентная стоимость составляет 31,1 долл. за 1000 $м^3$. Амортизационные расходы по установкам и хранилищам зависят от объема ежегодного производства пропано-воздушной смеси.

Имеется ряд процессов по производству нефтяного газа высокой теплотворности. Стоимость сырья и эксплуатационные расходы не имеют существенного различия в этих процессах.

Существенное значение в снижении стоимости нефтяного газа имеет утилизация нефтяных остатков и легкой нефти. Затраты по процессу и эксплуатационные расходы составляют примерно около 2 долл. на 1000 $м^3$.

Амортизационные расходы также зависят от ежегодного объема производства. Однако достаточно ясно, что амортизационные расходы при производстве нефтяного газа будут в 10 раз выше амортизационных расходов по производству пропано-воздушной смеси при одинаковом объеме производства.

В заключение следует отметить, что подземное хранение газа в выработанных нефтяных, газовых месторождениях и водоносных пластах является более экономичным, чем другие известные средства хранения или производства продуктов — заменителей природного газа.

Однако удовлетворение спроса на газ в отдельные периоды, особенно в пиковые, в зимнее время может быть выполнено за счет других видов хранения газа или за счет производства заменителей природного газа.

ПРИЛОЖЕНИЕ

Таблицы—П. 1—П. 20

№ п/п	Наименование	Формула	Молекулярный вес	Точка кипения при абсолютном давлении 1,033 *ат*, °С	Абсолютное давление паров при 37,78° С, *ат*
1	Метан	CH_4	16,042	—161,49	—
2	Этан	C_2H_6	30,068	—88,63	—
3	Пропан	C_3H_8	44,094	—42,07	13,36
4	*н*-Бутан	C_4H_{10}	58,120	—0,49	3,63
5	2-метилпропан (изобутан)	C_4H_{10}	58,120	—6,17	5,08
6	*н*-Пентан	C_5H_{10}	72,146	+36,07	1,1
7	2-метилбутан (изопентан)	C_5H_{10}	72,146	27,85	1,44
8	2, 2-диметилпропан (неопентан)	C_5H_{10}	72,146	9,5	—
9	*н*-Гексан	C_6H_{14}	86,172	68,74	0,349
10	2-метилпентан	C_6H_{14}	86,172	60,27	0,476
11	3-метилпентан	C_6H_{14}	86,172	63,28	0,429
12	2, 2-диметилбутан (неогексан)	C_6H_{14}	86,172	49,74	0,693
13	2, 3-диметилбутан	C_6H_{14}	86,172	57,99	0,521
14	*н*-Гептан	C_7H_{16}	100,198	98,43	0,114
15	2-метилгексан	C_7H_{16}	100,198	90,05	0,160
16	3-метилгексан	C_7H_{16}	100,198	91,85	0,150
17	3-этилпентан	C_7H_{16}	100,198	93,47	0,142
18	2, 2-диметилпентан	C_7H_{16}	100,198	79,20	0,246
19	2, 4-диметилпентан	C_7H_{16}	100,198	80,50	0,232
20	3, 3-диметилпентан	C_7H_{16}	100,198	86,06	0,195
21	2, 2, 3-триметилбутан (триптан)	C_7H_{16}	100,198	80,88	0,237
22	*н*-Октан	C_8H_{18}	114,224	125,66	0,038
23	2, 5-диметилгексан (дизобутил)	C_8H_{18}	114,224	109,10	0,077
24	2, 2, 4-триметилпентан («изооктан»)	C_8H_{18}	114,224	99,24	0,120
25	*н*-Нонан	C_9H_{20}	128,250	150,79	0,013
26	*н*-Декан	$C_{10}H_{22}$	142,276	174,00	0,005
27	Циклопентан	C_5H_{10}	70,130	49,26	0,697
28	Метилциклопентан	C_6H_{12}	84,156	71,81	0,317
29	Циклогексан	C_6H_{12}	84,156	86,29	0,230
30	Метилциклогексан	C_7H_{14}	98,182	99,82	0,113
31	Этилен	C_2H_4	28,052	—103,71	—
32	Пропилен	C_3H_6	42,078	—47,70	15,918
33	1-бутен	C_4H_8	56,104	—6,26	4,433
34	2-бутен	C_4H_8	56,104	+3,72	3,202
35	транс-2 бутен	C_4H_8	56,104	0,88	3,501
36	Изобутилен	C_4H_8	56,104	—6,9	4,458
37	Амилен-1	C_5H_{10}	70,130	+29,97	1,346
38	1, 2-бутадиен	C_4H_6	54,088	10,28	(1,406)
39	1, 3-бутадиен	C_4H_6	54,088	—4,41	(4,219)
40	2-метил-1, 3-бутадиен (изопрен)	C_5H_8	68,114	+34,08	(1,195)
41	Этин (ацетилен)	C_2H_2	26,036	—83,9	—
42	Бензол	C_6H_6	78,108	+80,10	0,227
43	Толуол	C_7H_8	92,134	110,62	0,073
44	Этилбензол	C_8H_{10}	106,160	136,19	0,026
45	1, 2, диметилбензол (*о*-ксилол)	C_8H_{10}	106,160	144,42	0,119
46	1, 3-диметилбензол (*м*-ксилол)	C_8H_{10}	106,160	139,10	0,023
47	1, 4-диметилбензол (*р*-ксилол)	C_8H_{10}	106,160	138,35	0,024
48	Стирол (фенил-этилен)	C_8H_8	104,144	145,22	(0,017)
49	Изопропилбензол (кумол)	C_9H_{12}	120,186	152,39	0,013
50	Метиловый спирт	CH_4O	32,042	64,50	0,323
51	Этиловый спирт	C_2H_6O	46,069	78,50	0,162
52	Окись углерода	CO	28,010	—192,00	—
53	Двуокись углерода	CO_2	44,010	—78,50	—
54	Сероводород	H_2S	34,076	—60,28	38.993
55	Двуокись серы	SO_2	64,060	—9,96	5,941
56	Аммиак	NH_3	17,032	—33,39	14,899
57	Воздух	N_2O_2	28,966	—194,28	—
58	Водород	H_2	2,016	—252,72	—
59	Кислород	O_2	32,000	—183,00	—
60	Азот	N_2	28,016	—195,78	—
61	Хлор	Cl_2	70,914	—0,94	—10,828
62	Вода	H_2O	18,016	+100	0,067
63	Хлористый водород	HCl	36,465	—85,00	63.279

[1] Перепечатано из [V, 1]. Значения в скобках получены расчетом.
[2] Октановые числа с отрицательным знаком получены из смеси с данным топливом.
[3] Действительные объемы газа с поправкой.
[4] Эквивалентное октановое число (газ).
[5] Октановое число со знаком плюс означает октановое число, соответственно октановому числу 2, 2, 4-триметилпентана с опре
[6] Плотность жидкости в *г/м.м* при нормальной точке кипения.
[7] Теплота сублимации.

свойства углеводородов

Таблица П. 1

Точка плавления при абсолютном давлении 1,033 *ат*, °С	Критические константы			Плотность жидкости при 15,55° С и абсолютном давлении, равном 1,033 *ат*			
	Абсолютное давление, *ат*	Температура, °С	Удельный объем, *см³/г*	Удельный вес	*г/см³*	*л/кг-моль*	Температурный коэффициент плотности
—182,45	47,33	—82,49	6,1985	0,25	—	64,26	—
—183,25	49,80	+32,27	4,9126	0,40	—	75,11	—
—187,67	43,41	96,80	4,5568	0,5077	0,5060	87,12	0,0071
—138,34	38,72	152,00	4,3945	0,5844	0,5826	99,72	0,00111
—159,68	37,20	134,96	4,5256	0,5631	0,5613	103,48	0,00123
—129,71	34,42	196,60	4,3071	0,63116	0,6293	114,66	0,00086
—159,87	33,96	187,76	4,2759	0,62476	0,6229	115,83	0,00091
—16,55	32,62	160,58	4,1885	0,601	0,5990	120,42	0,00093
—95,33	30,92	234,70	4,2759	0,66405	0,6621	130,10	0,00077
—153,66	30,94	224,87	4,2447	0,65790	0,6560	131,35	0,00079
—117,99	31,86	231,20	4,2447	0,66902	0,6671	129,18	0,00076
—99,89	31,67	216,20	4,1635	0,65399	0,6521	132,10	0,00081
—128,52	32,02	227,09	4,1635	0,66639	0,6645	129,68	0,00097
—90,592	27,91	266,98	4,2572	0,68819	0,6863	145,95	0,00069
—118,26	28,12	257,86	4,2821	0 68299	0,6811	147,12	0,00069
—119,38	29,04	262,36	4,1635	0,69151	0,6896	145,29	0,00068
—118,59	29,53	267,58	4,1635	0,70257	0,7006	142,95	0,00067
—123,80	29,32	247,70	4,0262	0,67833	0,6764	148,12	0,00071
—119,23	28,33	247,08	4,1885	0,67723	0,6753	148,37	0,00072
—134,45	30,94	262,75	(4,1822)	0,69767	0,6957	143,95	0,00067
—24,91	30,74	258,25	3,9263	0,69454	0,6926	144,62	0,00068
—56,79	25,46	296,19	4,2572	0,70677	0,7048	161,98	0,00063
—91,19	25,80	278,86	4,1885	0,69795	0,6960	164,06	0,00068
—107,35	26,35	271,47	4,2197	0,69625	0,6943	164,48	0,00067
—53,53	(24,26)	(322,75)	4,2010	0,72171	0,7197	178,17	0,00059
—29,72	(22,50)	(346,08)	4,1885	0,73413	0,7325	194,19	0,00055
—93,87	46,03	238,58	3,7016	0,75048	0,7485	93,71	0,00073
—142,44	38,61	259,59	3,7890	0,75354	0,7515	111,99	0,000693
+6,55	39,47	281,08	3,6954	0,78344	0,7814	107,65	0,000662
—126,58	35,46	299,10	3,5081	0,77398	0,7720	127,18	0,000623
—169,13	52,18	9,90	4,4007	—	—	80,446	—
—185,23	46,90	91,88	4,4301	0,5218	0,5199	80,95	0,00177
—185,33	40,99	146,43	4,3071	0,6011	0,5991	93,63	0,00113
—138,90	42,19	154,98	(4,1885)	0,6272	0,6243	89,88	0,00105
—105,54	42,19	154,98	(4,1885)	0,6100	0,6080	92,30	0,00105
—140,34	40,77	144,71	(4,2759)	0,6002	0,5983	93,71	0,00113
—165,21	41,20	201,09	(4,1948)	0,6461	0,6442	108,82	0,0087
—136,26	45,91	170,54	(4,0512)	0,658	0,6560	82,45	0,00114
—108,91	44,15	152,21	(4,0824)	0,6272	0,6254	86,45	0,00110
—145,99	(39,26)	(211,09)	(4,0574)	0,6861	0,6843	99,56	0,00085
—81,10	63,63	36,33	(4,1261)	0,615	0,6131	42,48	—
+5,53	50,20	289,42	3,3708	0,88458	0,8765	88,46	0,000686
—94,98	42,96	320,81	3,5580	0,87190	0,8640	105,90	0,000592
—94,97	39,37	345,02	3,4956	0,87175	0,8638	122,09	0,000530
—25,18	38,11	359,02	3,6205	0,88482	0,8768	120,25	0,000533
—47,87	36,98	351,58	3,6205	0,86880	0,8609	122,42	0,000546
+13,26	36,14	345,02	3,4956	0,86576	0,8579	122,92	0,000561
—30,62	40,78	374,41	3,3770	0,91112	0,9029	114,58	0,000584
—96,02	33,26	362,74	3,6829	0,86642	0,8585	139,03	0,000550
—97,77	81,35	239,76	3,6766	0,796	0,7898	40,31	—
—117,27	65,18	243,09	3,6267	0,794	0,7877	58,08	—
—206,98	35,85	—138,88	2,2147	0,801[a]	—	—	—
—	75,44	31,11	3,1723	0,8159	0,8094	53,99	—
—85,49	91,82	100,38	—	0,79	0,7830	43,23	—
—72,22	80,29	157,21	1,9226	1,394	1,3828	45,98	—
—77,71	116,5	132,99	4,2572	0,6173	0,6125	27,62	—
—	38,46	—140,71	3,2272	0,856[a]	—	—	—
—259,09	13,22	—239,86	3,2260	0,07[a]	—	—	—
—218,37	51,33	—118,77	2,3283	1,14[a]	—	—	—
—209,76	34,59	—147,10	3,2147	0,808[a]	—	—	—
—101,60	78,75	143,87	1,7448	1,423	1,4113	49,90	—
0,0	225,41	374,07	2,4969	1,000	0,9921	18,03	—
—114,21	84,32	86,94	2 3783	0,8558	0,8481	42,70	0,003346

деленным числом миллиметров тэтраэтилсвинца

№ п/п	Наименование	Плотность газа при 15,55° С и абсолютном давлении, равном 1,033 *ат*			Удельная теплоемкость при 15,55° С и 1,033 *ат*	
		Идеальный газ			Идеальный газ	
		Удельный вес (воздух-1)	*см*³ газа на 1 *г*	*м*³ газа на 1 *л* жидк.	C_p	C_v
1	Метан	0,555[3]	1473,80	—	0,5271	0,402
2	Этан	1,046[3]	781,52[3]	—	0,4097	0,343
3	Пропан	1,547[3]	528,78[3]	0,0268[3]	0,3885	0,342
4	*н*-Бутан	2,071[3]	394,94[3]	0,02308[3]	0,3970	0,363
5	2-метилпропан (изобутан)	2,067[3]	395,69[3]	0,02228[3]	0,3872	0,352
6	*н*-Пентан	2,4906	328,35	0,02076	0,3972	0,370
7	2-метилбутан (изопентан)	2,4906	328,35	0,02055	0,3880	0,361
8	2,2-диметилпропан (неопентан)	2,4906	328,35	0,01973	0,3914	0,364
9	*н*-Гексан	2,9749	274,90	0,01829	0,3984	(0,375)
10	2-метилпентан	2,9749	274,90	0,01812	0,389	(0,366)
11	3-метилпентан	2,9749	274,90	0,01842	0,397	(0,374)
12	2, 2-диметилбутан (неогексан)	2,9749	274,90	0,01801	0,386	(0,363)
13	2, 3-диметилбутан	2,9749	274,90	0,01835	0,391	(0,368)
14	*н*-Гептан	3,4591	236,42	0,01630	0,3992	(0,379)
15	2-метилгексан	3,4591	236,42	0,01618	(0,390)	(0,370)
16	3-метилгексан	3,4591	236,42	0,01638	(0,378)	(0,358)
17	3-этилпентан	3,4591	236,42	0,01664	(0,367)	(0,347)
18	2, 2-диметилпентан	3,4591	236,42	0,01606	(0,359)	(0,339)
19	2, 4-диметилпентан	3,4591	236,42	0,01604	(0,370)	(0,353)
20	3, 3-диметилпентан	3,4591	236,42	0,01652	(0,347)	(0,327)
21	2, 2, 3-триметилбутан (триптан)	3,4591	236,42	0,01645	(0,386)	(0,366)
22	*н*-Октан	3,9432	207,39	0,01468	0,3998	(0,382)
23	2, 5-диметилгексан (дизобутил)	3,9432	207,39	0,01450	(0,373)	(0,355)
24	2, 2, 4-триметилпентан («изооктан»)	3,9432	207,39	0,01465	(0,380)	(0,363)
25	*н*-Нонан	4,4275	184,71	0,01335	0,400	(0,385)
26	*н*-Декан	4,9118	166,50	0,01224	0,401	(0,387)
27	Циклопентан	2,4211	337,78	0,02539	0,2712	0,2429
28	Метилциклопентан	2,9053	281,49	0,02125	0,3010	0,2774
29	Циклогексан	2,9053	281,49	0,02209	0,2900	0,2664
30	Метилциклогексан	3,3896	241,27	0,01871	0,3170	0,2968
31	Этилен	0,9684	844,57	—	0,3622	0,2914
32	Пропилен	1,4526	563,05	0,02942	0,3541	0,3069
33	1-бутен	1,9368	422,22	0,02540	0,3703	0,3349
34	2-бутен	1,9368	422,22	0,02653	0,3269	0,2915
35	транс-2-бутен	1,9368	422,22	0,02600	0,3654	0,3300
36	Изобутилен	1,9368	422,22	0,02539	0,3701	0,3347
37	Амилен-1	2,4210	337,83	0,02190	0,3817	0,3534
38	1, 2-бутадиен	1,8673	437,95	0,02889	(0,3458)	(0,3091)
39	1, 3-бутадиен	1,8673	437,95	0,02752	(0,3412)	(0,3045)
40	2-метил-1, 3-бутадиен (изопрен)	2,3515	347,82	0,02390	(0,357)	(0,328)
41	Этин (ацетилен)	0,8988	909,93	0,05576	0,3966	0,3203
42	Бензол	2,6965	303,28	0,02687	0,2404	0,2150
43	Толуол	3,1808	257,11	0,02243	0,2599	0,2383
44	Этилбензол	3,6650	223,14	0,01949	0,2795	0,2608
45	1, 2-диметилбензол (*о*-ксилол)	3,6650	223,14	0,01978	0,2914	0,2727
46	1, 3-диметилбензол (*м*-ксилол)	3,6650	223,14	0,01942	0,2782	0,2595
47	1, 4-диметилбензол (*р*-ксилол)	3,6650	223,14	0,01935	0,2769	0,2582
48	Стирол (фенил-этилен)	3,5954	227,46	0,02080	0,2711	0,2520
49	Изопропилбензол (кумол)	4,1492	197,10	0,01710	0,2917	0,2752
50	Метиловый спирт	1,1062	903,81	0,7207	0,27	0,446
51	Этиловый спирт	1,5905	1299,50	1,0334	0,307	0,368
52	Окись углерода	0,9670	845,82	—	0,2484	0,177
53	Двуокись углерода	1,5194	534,89	(0,437)	0,1991	0,153
54	Сероводород	1,1764	689,76	(0,545)	0,254	0,192
55	Двуокись серы	2,2116	363,55	(0,5078)	0,147	0,118
56	Аммиак	0,5880	1381,02	0,8505	0,2532	0,399
57	Воздух	1,000	817,04	—	0,241	0,171
58	Водород	0,0696	11777,71	—	3,408	2,42
59	Кислород	1,1047	739,58	—	0,2188	0,156
60	Азот	0,9672	844,69	—	0,2482	0,177
61	Хлор	2,4482	(329,78)	0,4695	0,1149	0,0841
62	Вода	0,6220	—	1,3158	0,4446	0,322
63	Хлористый водород	1,268	649,63	0,5563	0,1939	0,1375

Теплота сгорания при 15,55° С				Теплота испарения при 1,033 *ат* при температуре кипения, *ккал/кг*	Показатель преломления при 20° С	Количество воздуха для сгорания $м^3/м^3$	Предел взрываемости, % объема в воздушной смеси		АSTM октановое число	
низшая		высшая								
ккал/м³ пара при 1,033 *ат*	*ккал/м³* пара при 1,033 *ат*	*ккал/кг* жидкости	*ккал/л* жидкости				низший	высший	*D* = 357 (мотор. метод)	*D* = 908 (исследоват. метод)
8106	9005[3]	—	—	122,058	—	9,53	5,0	15,0	—	+6[4]
14513	15865[3]	—	—	117,058	—	16,67	3,22	12,45	—	+6[4]
20973	22752[3]	11975	60,61	101,95	—	23,82	2,37	9,5	—	+5,3[4]
27593	29977[3]	11773	71,93	92,168	—	30,97	1,86	8,41	—	88[4]
27530	29844[3]	11752	65,97	87,67	—	30,97	1,80	8,44	—	+0,2[4]
33003	35672	11648	73,313	85,45	1,35748	38,11	1,40	7,8	61,9	61,7
32905	35601	11628	72,444	81,06	1,35373	38,11	1,32	—	90,3	92,3
32789	35476	11600	69,50	75,45	1,342	38,11	—	—	80,2	85,5
39187	42319	11567	76,605	80,11	1,37486	45,26	1,25	6,9	26,0	24,8
39116	42248	11551	75,791	76,67	1,37145	45,26	—	—	73,5	73,4
39142	42274	11559	77,124	77,95	1,37652	45,26	—	—	74,3	74,5
39000	42132	11527	75,182	73,00	1,36876	45,26	—	—	93,4	91,8
39080	42212	11545	76,727	75,72	1,37495	45,26	—	—	94,3	+0,3[5]
45389	48966	11509	78,944	75,67	1,38765	52,41	1,0	6,0	0,0	0,0
45318	48895	11496	78,308	73,22	1,38485	52,41	—	—	46,4	42,4
53442	48921	11501	79,326	73,50	1,38864	52,41	—	—	55,0	52,0
53709	48948	11508	80,638	73,89	1,39340	52,41	—	—	69,3	65,0
47871	48779	11475	77,293	69,61	1,38215	52,41	—	—	95,6	92,8
45246	48823	11484	77,565	70,45	1,38145	52,41	—	—	83,8	83,1
45246	48832	11485	80,331	70,78	1,39092	52,41	—	—	86,6	80,8
45211	48797	11479	79,516	69,11	1,38943	52,41	—	—	+0,1[5]	+1,8[5]
51582	55613	11466	80,833	73,28	1,39743	59,55	0,84	3,2	—	—
51439	55470	1444	79,664	68,72	1,39246	59,55	—	—	55,7	55,5
51422	55452	11446	79,490	64,89	1,39145	59,55	—	—	100	+100
57775	62250	11433	82,301	70,50	1,40542	66,70	0,74	2,9	−20	—
63977	68897	11491	84,185	66,78	1,41189	73,85	0,67	2,6	—	−53,0
31250	33483	11232	84,088	92,97	1,40645	35,731	—	—	85,0	—
37363	40041	11200	84,188	82,13	1,40970	42,878	1,33	8,35	80,0	91,3
37194	39881	11149	87,130	85,39	1,42623	42,878	1,33	8,35	77,2	83,0
43280	46412	11129	85,925	77,17	1,42312	50,024	—	—	71,1	74,8
13338	14237	—	—	115,31	—	14,29	3,05	28,6	75,6	+0,03[5]
19415	20759	11636	60,509	104,55	—	21,44	2,00	11,1	84,9	+0,24[5]
25626	27424	11516	69,008	93,30	—	28,58	—	—	81,7	97,4
25555	27352	11476	71,654	99,40	—	28,58	—	—	—	—
25511	27308	11464	69,709	96,87	—	28,58	—	—	—	—
25475	27272	11455	68,546	94,16	—	28,58	—	—	88,1	+0,26[5]
31801	34044	11440	73,704	(82,78)	1,3714	35,73	—	—	77,1	90,9
24843	26187	11388	74,719	(100,56)	—	26,20	—	—	—	—
24309	25653	11165	69,833	(96,67)	—	26,20	—	—	—	—
31231	32131	11111	76,044	(85,00)	1,4216	33,35	—	—	—	—
12653	13098	—	—	—	—	11,91	—	—	—	—
31953	33296	10008	88,329	94,08	1,50112	35,731	1,41	6,75	+2,75[5]	—
38021	39819	10153	88,322	86,78	1,49693	42,878	1,27	6,75	+0,27[5]	+5,82[5]
44223	46465	10288	89,480	80,95	1,49592	50,024	—	—	97,9	+0,8[5]
44116	46359	10261	90,586	82,83	1,50543	50,024	1,00	6,00	100	(>+6)[5]
44098	46341	10259	88,928	81,89	1,49721	50,024	—	—	< 100	(>+6)[5]
44107	46350	10261	88,635	81,17	1,49581	50,024	—	—	< 100	(>+6)[5]
42977	44757	10096	91,784	(83,89)	1,54682	47,641	1,10	6,10	+ 0,2[5]	>+3[5]
50372	53059	10384	89,767	74,61	1,49146	57,170	—	—	99,3	+2,08
6807	7697	5417	43,035	262,78	1,3288	7,15	6,72	36,50	—	—
12867	14201	7087	56,128	204,45	1,3614	14,30	3,28	18,95	—	—
—	2856	—	—	50,56	—	2,39	12,50	74,20	—	—
—	—	—	—	137,789[7]	—	—	—	—	—	—
5526	5979	—	—	131,11	—	(7,2)	4,3	45,50	—	—
—	—	—	—	95,00	—	—	—	—	—	—
—	—	—	—	327,39	—	—	15,50	27,00	—	—
—	—	—	—	51,11	—	—	—	—	—	—
2429	2883	—	—	106,67	—	2,39	4,00	74,20	—	—
—	—	—	—	51,11	—	—	—	—	—	—
—	—	—	—	47,78	—	—	—	—	—	—
	—	—	—	67,22	—	—	—	—	—	—
—	—	—	—	539,06	1,3330	—	—	—	—	—
—	—	—	—	105,78	—	—	—	—	—	—

Коэффициенты сжимаемости природных газов z — *Таблица П. 2.*

p_r	Псевдокритическая температура T_r																			
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
0.20	0.938	0.948	0.953	0.959	0.964	0.969	0.971	0.973	0.978	0.979	0.984	0.987	0.990	0.991	0.993	0.995	0.998	0.999	1.000	1.001
0.25	0.922	0.934	0.941	0.949	0.955	0.960	0.964	0.968	0.972	0.974	0.980	0.984	0.998	0.990	0.992	0.995	0.998	0.999	1.000	1.001
0.30	0.905	0.920	0.928	0.938	0.946	0.951	0.956	0.962	0.965	0.969	0.976	0.981	0.985	0.988	0.990	0.994	0.997	0.999	1.000	1.001
0.35	0.887	0.905	0.914	0.927	0.937	0.943	0.949	0.956	0.959	0.964	0.972	0.978	0.983	0.986	0.989	0.994	0.997	0.999	1.000	1.001
0.40	0.868	0.889	0.900	0.916	0.928	0.934	0.942	0.949	0.953	0.959	0.968	0.975	0.980	0.983	0.987	0.992	0.996	0.998	1.000	1.002
0.45	0.849	0.872	0.887	0.905	0.919	0.926	0.934	0.943	0.948	0.954	0.964	0.972	0.978	0.981	0.985	0.991	0.995	0.998	1.000	1.002
0.50	0.829	0.855	0.874	0.894	0.909	0.918	0.926	0.937	0.942	0.949	0.960	0.969	0.976	0.979	0.983	0.990	0.994	0.998	1.000	1.002
0.55	0.810	0.839	0.862	0.883	0.900	0.909	0.919	0.930	0.937	0.944	0.956	0.966	0.974	0.978	0.982	0.989	0.994	0.998	1.000	1.002
0.60	0.790	0.822	0.849	0.872	0.890	0.900	0.912	0.923	0.931	0.939	0.952	0.963	0.971	0.976	0.981	0.988	0.993	0.997	1.000	1.003
0.65	0.769	0.804	0.835	0.861	0.881	0.893	0.905	0.917	0.926	0.935	0.949	0.961	0.969	0.974	0.980	0.987	0.993	0.997	1.000	1.003
0.70	0.747	0.785	0.820	0.850	0.871	0.885	0.898	0.911	0.921	0.930	0.945	0.958	0.967	0.972	0.978	0.986	0.992	0.997	1.001	1.004
0.75	0.722	0.767	0.806	0.839	0.861	0.878	0.890	0.905	0.916	0.925	0.942	0.955	0.965	0.971	0.977	0.985	0.992	0.997	1.001	1.004
0.80	0.698	0.748	0.791	0.827	0.851	0.870	0.883	0.899	0.910	0.920	0.938	0.952	0.962	0.969	0.975	0.984	0.991	0.997	1.001	1.005
0.85	0.672	0.729	0.776	0.815	0.842	0.861	0.876	0.893	0.905	0.916	0.935	0.950	0.960	0.967	0.974	0.983	0.991	0.997	1.001	1.005
0.90	0.645	0.710	0.761	0.802	0.832	0.852	0.870	0.887	0.899	0.911	0.931	0.947	0.958	0.965	0.972	0.983	0.990	0.996	1.001	1.006
0.95	0.618	0.690	0.748	0.791	0.823	0.845	0.863	0.881	0.895	0.906	0.927	0.944	0.956	0.963	0.971	0.982	0.990	0.996	1.001	1.006
1.00	0.590	0.670	0.734	0.780	0.813	0.838	0.856	0.875	0.890	0.901	0.923	0.941	0.953	0.961	0.970	0.981	0.989	0.996	1.001	1.007
1.05	0.555	0.647	0.719	0.768	0.803	0.829	0.849	0.869	0.885	0.897	0.920	0.939	0.951	0.960	0.969	0.980	0.989	0.996	1.001	1.007
1.10	0.520	0.624	0.703	0.755	0.793	0.820	0.842	0.862	0.879	0.893	0.917	0.936	0.949	0.958	0.967	0.979	0.988	0.996	1.002	1.008
1.15	0.482	0.602	0.688	0.743	0.783	0.812	0.836	0.856	0.874	0.889	0.913	0.933	0.947	0.957	0.966	0.979	0.988	0.996	1.002	1.008
1.20	0.444	0.580	0.672	0.731	0.773	0.804	0.829	0.850	0.869	0.884	0.909	0.930	0.945	0.955	0.964	0.978	0.987	0.996	1.002	1.008
1.25	0.398	0.555	0.656	0.719	0.763	0.797	0.823	0.845	0.864	0.880	0.905	0.928	0.943	0.954	0.963	0.978	0.987	0.996	1.002	1.008
1.30	0.351	0.530	0.640	0.707	0.753	0.789	0.817	0.839	0.859	0.876	0.901	0.925	0.941	0.952	0.962	0.977	0.987	0.996	1.002	1.009
1.35	0.307	0.505	0.623	0.695	0.743	0.781	0.810	0.834	0.855	0.872	0.898	0.923	0.940	0.951	0.961	0.976	0.986	0.996	1.002	1.009
1.40	0.263	0.480	0.605	0.682	0.732	0.772	0.803	0.828	0.850	0.868	0.895	0.920	0.938	0.949	0.960	0.975	0.986	0.996	1.002	1.010
1.45	0.259	0.453	0.588	0.670	0.721	0.765	0.797	0.824	0.846	0.864	0.892	0.918	0.936	0.947	0.959	0.975	0.986	0.996	1.002	1.010
1.50	0.254	0.425	0.570	0.657	0.710	0.757	0.791	0.817	0.841	0.859	0.889	0.915	0.934	0.946	0.957	0.974	0.985	0.995	1.003	1.010
1.55	0.253	0.409	0.556	0.646	0.701	0.750	0.785	0.811	0.837	0.855	0.886	0.913	0.932	0.945	0.956	0.973	0.985	0.995	1.003	1.010
1.60	0.251	0.393	0.541	0.634	0.691	0.742	0.779	0.805	0.832	0.851	0.882	0.910	0.930	0.943	0.954	0.972	0.984	0.995	1.003	1.011
1.65	0.251	0.386	0.529	0.623	0.682	0.735	0.773	0.800	0.828	0.847	0.880	0.908	0.929	0.942	0.953	0.972	0.984	0.995	1.003	1.011
1.70	0.252	0.378	0.517	0.612	0.672	0.728	0.767	0.795	0.823	0.843	0.877	0.905	0.927	0.941	0.952	0.971	0.983	0.995	1.004	1.012
1.75	0.256	0.374	0.507	0.602	0.664	0.720	0.761	0.790	0.819	0.840	0.874	0.903	0.925	0.940	0.951	0.971	0.983	0.995	1.004	1.012
1.80	0.260	0.370	0.497	0.592	0.656	0.712	0.755	0.784	0.815	0.837	0.871	0.900	0.923	0.938	0.950	0.970	0.983	0.995	1.004	1.012
1.85	0.265	0.370	0.489	0.582	0.648	0.706	0.750	0.779	0.811	0.834	0.869	0.899	0.922	0.937	0.949	0.970	0.983	0.995	1.004	1.012
1.90	0.270	0.369	0.480	0.572	0.640	0.699	0.744	0.774	0.806	0.830	0.866	0.897	0.921	0.936	0.948	0.969	0.982	0.995	1.005	1.013

1.95	0.275	0.369	0.474	0.564	0.634	0.693	0.738	0.771	0.803	0.827	0.864	0.895	0.920	0.935	0.948	0.969	0.982	0.995	1.005	1.013
2.00	0.280	0.370	0.467	0.555	0.627	0.687	0.732	0.767	0.799	0.824	0.861	0.893	0.918	0.933	0.947	0.968	0.982	0.995	1.006	1.014
2.05	0.286	0.371	0.462	0.547	0.620	0.681	0.727	0.762	0.795	0.821	0.859	0.891	0.917	0.932	0.946	0.968	0.982	0.995	1.006	1.014
2.10	0.292	0.372	0.457	0.539	0.612	0.674	0.721	0.757	0.791	0.818	0.856	0.889	0.915	0.931	0.945	0.967	0.981	0.995	1.007	1.015
2.15	0.298	0.374	0.454	0.534	0.607	0.669	0.716	0.753	0.788	0.815	0.854	0.887	0.914	0.930	0.945	0.967	0.981	0.995	1.007	1.015
2.20	0.305	0.376	0.460	0.528	0.602	0.663	0.711	0.748	0.784	0.811	0.851	0.885	0.912	0.929	0.944	0.966	0.981	0.995	1.007	1.016
2.25	0.311	0.378	0.449	0.525	0.598	0.658	0.707	0.745	0.781	0.808	0.850	0.884	0.911	0.928	0.943	0.966	0.981	0.995	1.007	1.016
2.30	0.318	0.380	0.448	0.522	0.593	0.652	0.702	0.741	0.778	0.805	0.848	0.882	0.909	0.927	0.942	0.965	0.980	0.995	1.008	1.017
2.35	0.324	0.383	0.448	0.521	0.590	0.649	0.699	0.737	0.775	0.803	0.846	0.881	0.908	0.927	0.942	0.965	0.980	0.995	1.008	1.017
2.40	0.330	0.387	0.449	0.520	0.586	0.645	0.695	0.733	0.771	0.800	0.843	0.879	0.907	0.926	0.941	0.964	0.980	0.995	1.008	1.018
2.45	0.336	0.390	0.450	0.520	0.583	0.642	0.692	0.731	0.768	0.798	0.842	0.878	0.906	0.925	0.941	0.964	0.980	0.995	1.008	1.018
2.50	0.343	0.394	0.451	0.519	0.581	0.638	0.688	0.728	0.765	0.796	0.840	0.876	0.904	0.924	0.941	0.963	0.980	0.995	1.009	1.019
2.55	0.349	0.398	0.454	0.519	0.581	0.636	0.685	0.725	0.763	0.793	0.839	0.875	0.903	0.923	0.941	0.963	0.980	0.995	1.009	1.019
2.60	0.356	0.402	0.458	0.520	0.580	0.633	0.682	0.722	0.760	0.791	0.837	0.873	0.902	0.922	0.940	0.963	0.980	0.995	1.009	1.020
2.65	0.362	0.406	0.460	0.521	0.580	0.631	0.680	0.720	0.758	0.789	0.835	0.872	0.901	0.922	0.940	0.963	0.980	0.995	1.009	1.020
2.70	0.369	0.410	0.463	0.522	0.579	0.629	0.678	0.718	0.756	0.787	0.833	0.871	0.900	0.921	0.939	0.962	0.980	0.996	1.010	1.021
2.75	0.375	0.414	0.467	0.524	0.579	0.628	0.676	0.716	0.754	0.785	0.832	0.870	0.900	0.921	0.939	0.962	0.980	0.996	1.010	1.021
2.80	0.381	0.419	0.472	0.526	0.579	0.627	0.673	0.713	0.752	0.783	0.830	0.869	0.899	0.920	0.938	0.962	0.980	0.996	1.010	1.022
2.85	0.387	0.424	0.476	0.528	0.579	0.626	0.672	0.712	0.750	0.781	0.829	0.868	0.898	0.920	0.938	0.962	0.980	0.996	1.010	1.022
2.90	0.394	0.429	0.481	0.530	0.580	0.625	0.670	0.710	0.748	0.779	0.828	0.867	0.897	0.919	0.938	0.962	0.980	0.997	1.011	1.023
2.95	0.401	0.434	0.485	0.532	0.580	0.625	0.670	0.709	0.747	0.778	0.827	0.866	0.897	0.919	0.938	0.962	0.980	0.997	1.011	1.023
3.00	0.407	0.440	0.489	0.534	0.581	0.624	0.669	0.707	0.745	0.777	0.825	0.864	0.896	0.918	0.938	0.962	0.981	0.997	1.012	1.024
3.05	0.413	0.446	0.494	0.537	0.582	0.624	0.669	0.706	0.744	0.776	0.823	0.863	0.896	0.918	0.938	0.962	0.981	0.997	1.012	1.024
3.10	0.420	0.452	0.499	0.540	0.584	0.625	0.668	0.705	0.742	0.775	0.822	0.862	0.895	0.917	0.937	0.962	0.981	0.998	1.013	1.025
3.15	0.426	0.457	0.503	0.543	0.586	0.625	0.668	0.704	0.742	0.774	0.822	0.862	0.895	0.917	0.937	0.962	0.981	0.998	1.013	1.025
3.20	0.432	0.463	0.507	0.546	0.588	0.626	0.668	0.703	0.741	0.773	0.821	0.861	0.894	0.917	0.937	0.962	0.982	0.998	1.014	1.026
3.25	0.438	0.469	0.511	0.548	0.590	0.627	0.668	0.701	0.741	0.773	0.820	0.860	0.894	0.917	0.937	0.962	0.982	0.998	1.014	1.026
3.30	0.445	0.475	0.516	0.551	0.592	0.628	0.669	0.702	0.740	0.772	0.819	0.859	0.893	0.916	0.937	0.962	0.982	0.999	1.015	1.027
3.35	0.451	0.481	0.520	0.555	0.594	0.629	0.669	0.702	0.740	0.772	0.819	0.859	0.893	0.916	0.937	0.962	0.982	0.999	1.015	1.027
3.40	0.458	0.488	0.525	0.559	0.597	0.631	0.670	0.703	0.739	0.771	0.818	0.858	0.892	0.916	0.937	0.963	0.983	1.000	1.016	1.028
3.45	0.464	0.494	0.530	0.562	0.599	0.632	0.670	0.703	0.739	0.771	0.818	0.858	0.892	0.916	0.937	0.963	0.983	1.000	1.016	1.029
3.50	0.471	0.500	0.535	0.566	0.602	0.633	0.670	0.704	0.739	0.771	0.817	0.858	0.891	0.915	0.937	0.963	0.984	1.000	1.017	1.030
3.55	0.477	0.505	0.539	0.569	0.605	0.635	0.672	0.705	0.739	0.771	0.817	0.858	0.891	0.915	0.937	0.963	0.984	1.000	1.017	1.030
3.60	0.483	0.511	0.544	0.572	0.608	0.637	0.673	0.706	0.740	0.771	0.816	0.857	0.890	0.915	0.937	0.964	0.985	1.001	1.018	1.031
3.65	0.490	0.517	0.548	0.577	0.611	0.639	0.675	0.707	0.740	0.771	0.816	0.857	0.890	0.915	0.937	0.964	0.985	1.001	1.019	1.031
3.70	0.497	0.523	0.553	0.582	0.614	0.641	0.677	0.708	0.741	0.772	0.816	0.856	0.890	0.916	0.937	0.965	0.986	1.002	1.019	1.032
3.75	0.503	0.529	0.558	0.586	0.617	0.642	0.678	0.709	0.741	0.772	0.816	0.856	0.890	0.916	0.937	0.965	0.986	1.002	1.019	1.032
3.80	0.509	0.535	0.563	0.590	0.620	0.644	0.680	0.710	0.742	0.773	0.816	0.855	0.891	0.916	0.937	0.966	0.987	1.003	1.020	1.033
3.85	0.515	0.541	0.568	0.594	0.623	0.646	0.681	0.711	0.742	0.773	0.816	0.855	0.891	0.916	0.937	0.966	0.988	1.004	1.021	1.033.
3.90	0.522	0.547	0.573	0.599	0.627	0.649	0.683	0.713	0.743	0.774	0.817	0.855	0.891	0.917	0.938	0.967	0.989	1.005	1.022	1.034

P_r	Псевдокритическая температура T_r																			
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1 40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
3.95	0.528	0.552	0.577	0.603	0.630	0.651	0.685	0.714	0.744	0.775	0.817	0.855	0.891	0.917	0.938	0.967	0.989	1.006	1.022	1.034
4.00	0.534	0.558	0.582	0.608	0.633	0.653	0.687	0.716	0.746	0.776	0.818	0.856	0.892	0.917	0.939	0.968	0.990	1.007	1.023	1.035
4.05	0.540	0.564	0.587	0.612	0.636	0.656	0.689	0.717	0.747	0.777	0.819	0.856	0.892	0.917	0.939	0.968	0.991	1.008	1.023	1.035
4.10	0.547	0.570	0.592	0.616	0.640	0.659	0.692	0.719	0.749	0.779	0.820	0.857	0.893	0.918	0.940	0.969	0.992	1.009	1.024	1.036
4.15	0.553	0.575	0.596	0.620	0.644	0.662	0.695	0.720	0.750	0.780	0.821	0.857	0.894	0.918	0.940	0.970	0.993	1.010	1.025	1.036
4.20	0.560	0.581	0.601	0.624	0.648	0.665	0.697	0.722	0.752	0.781	0.822	0.859	0.895	0.919	0.941	0.971	0.994	1.011	1.026	1.037
4.25	0.566	0.587	0.606	0.628	0.651	0.668	0.699	0.724	0.753	0.782	0.823	0.859	0.896	0.919	0.941	0.972	0.995	1.012	1.026	1.037
4.30	0.572	0.593	0.611	0.632	0.655	0.671	0.701	0.726	0.755	0.784	0.824	0.861	0.897	0.920	0.942	0.973	0.996	1.013	1.027	1.038
4.35	0.579	0.598	0.616	0.636	0.658	0.674	0.703	0.728	0.757	0.785	0.825	0.861	0.897	0.921	0.942	0.973	0.997	1.013	1.028	1.039
4.40	0.586	0.604	0.621	0.641	0.662	0.678	0.706	0.730	0.759	0.787	0.826	0.862	0.898	0.922	0.943	0.974	0.998	1.014	1.029	1.040
4.45	0.592	0.610	0.626	0.645	0.666	0.680	0.709	0.732	0.761	0.788	0.827	0.862	0.899	0.922	0.943	0.975	0.999	1.015	1.029	1.040
4.50	0.599	0.616	0.631	0.650	0.670	0.683	0.712	0.734	0.763	0.790	0.829	0.864	0.900	0.923	0.944	0.977	1.000	1.016	1.030	1.041
4.55	0.605	0.621	0.636	0.654	0.673	0.687	0.715	0.736	0.765	0.792	0.830	0.865	0.901	0.924	0.945	0.977	1.001	1.017	1.031	1.042
4.60	0.612	0.627	0.641	0.659	0.677	0.691	0.718	0.739	0.768	0.794	0.832	0.867	0.902	0.925	0.946	0.978	1.002	1.018	1.032	1.043
4.65	0.617	0.633	0.646	0.663	0.681	0.694	0.720	0.741	0.770	0.796	0.833	0.868	0.903	0.926	0.947	0.979	1.003	1.019	1.033	1.043
4.70	0.623	0.639	0.651	0.668	0.685	0.698	0.723	0.743	0.772	0.798	0.835	0.869	0.904	0.927	0.948	0.981	1.004	1.020	1.034	1.044
4.75	0.630	0.644	0.655	0.672	0.689	0.701	0.726	0.746	0.774	0.800	0.836	0.870	0.905	0.928	0.949	0.982	1.005	1.021	1.035	1.045
4.80	0.637	0.650	0.662	0.677	0.693	0.705	0.729	0.749	0.777	0.802	0.838	0.872	0.907	0.929	0.950	0.983	1.007	1.022	1.036	1.046
4.85	0.643	0.655	0.667	0.681	0.697	0.708	0.732	0.751	0.779	0.804	0.840	0.873	0.908	0.930	0.951	0.984	1.008	1.023	1.037	1.047
4.90	0.650	0.661	0.672	0.686	0.701	0.712	0.736	0.753	0.782	0.806	0.842	0.875	0.910	0.932	0.952	0.985	1.009	1.024	1.038	1.048
4.95	0.656	0.666	0.677	0.690	0.705	0.716	0.739	0.756	0.784	0.808	0.844	0.877	0.911	0.933	0.953	0.986	1.010	1.025	1.038	1.048
5.00	0.663	0.672	0.683	0.694	0.709	0.720	0.742	0.760	0.787	0.810	0.846	0.879	0.912	0.934	0.954	0.988	1.011	1.027	1.039	1.049
5.05	0.669	0.677	0.688	0.698	0.713	0.723	0.745	0.763	0.789	0.812	0.848	0.880	0.914	0.935	0.955	0.989	1.012	1.028	1.040	1.050
5.10	0.675	0.683	0.693	0.703	0.717	0.727	0.749	0.766	0.792	0.814	0.850	0.882	0.916	0.937	0.957	0.990	1.013	1.029	1.041	1.051
5.15	0.681	0.689	0.698	0.708	0.721	0.731	0.752	0.769	0.795	0.817	0.851	0.884	0.917	0.938	0.958	0.991	1.014	1.030	1.042	1.051
5.20	0.688	0.695	0.703	0.713	0.725	0.735	0.755	0.772	0.798	0.820	0.853	0.886	0.919	0.940	0.960	0.992	1.016	1.031	1.043	1.052
5.25	0.694	0.700	0.708	0.717	0.729	0.739	0.758	0.775	0.800	0.822	0.855	0.887	0.920	0.941	0.961	0.993	1.017	1.032	1.044	1.052
5.30	0.701	0.706	0.713	0.722	0.734	0.743	0.762	0.778	0.803	0.825	0.858	0.889	0.921	0.943	0.963	0.995	1.018	1.033	1.045	1.053
5.35	0.707	0.712	0.718	0.726	0.738	0.747	0.765	0.781	0.806	0.827	0.860	0.891	0.923	0.944	0.964	0.996	1.019	1.034	1.046	1.053
5.40	0.713	0.718	0.723	0.731	0.742	0.751	0.769	0.785	0.809	0.830	0.862	0.893	0.925	0.946	0.966	0.998	1.021	1.035	1.047	1.055
5.45	0.720	0.723	0.728	0.735	0.746	0.755	0.772	0.788	0.812	0.832	0.865	0.895	0.926	0.947	0.967	0.999	1.022	1.036	1.048	1.056
5.50	0.727	0.729	0.733	0.740	0.751	0.759	0.776	0.792	0.815	0.835	0.868	0.897	0.928	0.949	0.969	1.000	1.023	1.038	1.049	1.057
5.55	0.733	0.734	0.738	0.745	0.755	0.763	0.779	0.795	0.818	0.837	0.870	0.899	0.929	0.950	0.970	1.001	1.024	1.039	1.050	1.058
5.60	0.739	0.740	0.744	0.750	0.760	0.768	0.783	0.799	0.821	0.840	0.872	0.900	0.931	0.952	0.972	1.003	1.026	1.040	1.051	1.058
5.65	0.745	0.745	0.749	0.755	0.764	0.772	0.787	0.802	0.824	0.843	0.874	0.902	0.933	0.953	0.974	0.004	1.027	1.041	1.052	1.059

5.70	0.751	0.751	0.754	0.760	0.769	0.777	0.791	0.806	0.827	0.846	0.877	0.905	0.935	0.955	0.976	1.006	1.028	1.042	1.053	1.060
5.75	0.757	0.756	0.759	0.764	0.773	0.781	0.795	0.809	0.830	0.848	0.879	0.907	0.937	0.957	0.977	1.007	1.029	1.043	1.054	1.061
5.80	0.763	0.762	0.764	0.769	0.778	0.785	0.799	0.813	0.833	0.851	0.882	0.909	0.939	0.959	0.979	1.008	1.031	1.045	1.055	1.062
5.85	0.769	0.768	0.770	0.774	0.782	0.789	0.803	0.817	0.836	0.854	0.884	0.911	0.940	0.961	0.980	1.009	1.032	1.046	1.056	1.063
5.90	0.775	0.774	0.777	0.779	0.787	0.794	0.807	0.821	0.839	0.857	0.887	0.913	0.942	0.963	0.982	1.011	1.033	1.048	1.057	1.064
5.95	0.781	0.779	0.782	0.784	0.792	0.798	0.810	0.824	0.842	0.860	0.889	0.915	0.944	0.965	0.984	1.012	1.034	1.049	1.058	1.065
6.00	0.788	0.785	0.787	0.790	0.797	0.803	0.814	0.828	0.845	0.863	0.892	0.918	0.946	0.967	0.986	1.013	1.036	1.050	1.059	1.066
6.05	0.794	0.790	0.792	0.795	0.801	0.807	0.818	0.831	0.848	0.865	0.894	0.920	0.948	0.968	0.987	1.015	1.037	1.051	1.060	1.067
6.10	0.800	0.796	0.797	0.800	0.805	0.812	0.822	0.835	0.852	0.868	0.897	0.922	0.950	0.970	0.989	1.017	1.038	1.052	1.061	1.068
6.15	0.805	0.801	0.802	0.805	0.809	0.816	0.826	0.838	0.855	0.870	0.899	0.924	0.952	0.971	0.991	1.018	1.039	1.053	1.062	1.069
6.20	0.811	0.807	0.808	0.810	0.814	0.820	0.830	0.842	0.858	0.873	0.902	0.927	0.954	0.973	0.993	1.019	1.041	1.055	1.063	1.070
6.25	0.816	0.812	0.813	0.815	0.818	0.824	0.834	0.846	0.861	0.876	0.904	0.930	0.956	0.975	0.995	1.020	1.042	1.056	1.064	1.071
6.30	0.822	0.818	0.818	0.820	0.823	0.829	0.839	0.850	0.864	0.880	0.907	0.931	0.958	0.977	0.997	1.022	1.043	1.057	1.065	1.072
6.35	0.829	0.824	0.823	0.825	0.828	0.833	0.843	0.853	0.867	0.883	0.909	0.932	0.960	0.979	0.998	1.023	1.045	1.058	1.066	1.072
6.40	0.835	0.830	0.829	0.830	0.833	0.838	0.848	0.857	0.871	0.886	0.912	0.936	0.962	0.981	1.000	1.025	1.047	1.059	1.067	1.073
6.45	0.841	0.835	0.834	0.835	0.837	0.842	0.852	0.861	0.874	0.889	0.915	0.938	0.964	0.983	1.001	1.026	1.048	1.060	1.068	1.074
6.50	0.848	0.841	0.839	0.840	0.842	0.847	0.856	0.865	0.878	0.892	0.918	0.941	0.966	0.985	1.003	1.028	1.049	1.062	1.069	1.075
6.55	0.853	0.846	0.844	0.845	0.846	0.851	0.860	0.868	0.881	0.895	0.920	0.943	0.968	0.987	1.005	1.029	1.050	1.063	1.070	1.076
6.60	0.858	0.852	0.850	0.851	0.851	0.855	0.864	0.871	0.884	0.898	0.923	0.945	0.970	0.989	1.007	1.031	1.052	1.064	1.072	1.077
6.65	0.864	0.857	0.855	0.856	0.856	0.859	0.868	0.875	0.888	0.900	0.925	0.947	0.972	0.991	1.008	1.032	1.053	1.065	1.073	1.078
6.70	0.870	0.863	0.860	0.861	0.861	0.863	0.872	0.880	0.892	0.903	0.928	0.950	0.974	0.993	1.010	1.034	1.054	1.067	1.074	1.080
6.75	0.875	0.868	0.865	0.866	0.865	0.867	0.876	0.884	0.895	0.906	0.930	0.952	0.976	0.995	1.011	1.036	1.055	1.068	1.075	1.081
6.80	0.881	0.874	0.871	0.872	0.870	0.872	0.880	0.888	0.899	0.910	0.933	0.955	0.979	0.997	1.013	1.038	1.057	1.069	1.077	1.082
6.85	0.886	0.879	0.876	0.877	0.875	0.877	0.884	0.891	0.902	0.913	0.936	0.957	0.981	0.998	1.015	1.040	1.058	1.070	1.078	1.083
6.90	0.892	0.885	0.881	0.881	0.881	0.881	0.888	0.895	0.906	0.917	0.939	0.960	0.983	1.000	1.017	1.041	1.059	1.071	1.079	1.084
6.95	0.897	0.890	0.886	0.885	0.885	0.885	0.892	0.898	0.909	0.919	0.941	0.962	0.985	1.002	1.018	1.042	1.060	1.072	1.080	1.085
7.00	0.903	0.896	0.892	0.890	0.890	0.890	0.896	0.902	0.913	0.922	0.944	0.965	0.988	1.004	1.020	1.044	1.062	1.073	1.081	1.086
7.05	0.909	0.901	0.897	0.895	0.894	0.894	0.899	0.906	0.916	0.925	0.947	0.967	0.990	1.006	1.022	1.045	1.063	1.075	1.082	1.087
7.10	0.915	0.907	0.903	0.900	0.899	0.899	0.903	0.910	0.920	0.929	0.950	0.970	0.992	1.008	1.024	1.047	1.065	1.077	1.083	1.088
7.15	0.921	0.912	0.908	0.905	0.903	0.903	0.907	0.914	0.923	0.932	0.953	0.972	0.994	1.010	1.026	1.048	1.066	1.078	1.084	1.089
7.20	0.928	0.918	0.913	0.910	0.908	0.907	0.911	0.918	0.927	0.935	0.956	0.975	0.997	1.012	1.028	1.050	1.067	1.079	1.086	1.091
7.25	0.933	0.923	0.918	0.915	0.912	0.910	0.915	0.921	0.930	0.938	0.959	0.977	0.999	1.014	1.029	1.051	1.068	1.080	1.087	1.092
7.30	0.938	0.929	0.923	0.920	0.917	0.914	0.919	0.925	0.934	0.942	0.962	0.980	1.001	1.017	1.031	1.053	1.070	1.081	1.088	1.093
7.35	0.943	0.934	0.928	0.924	0.921	0.918	0.923	0.928	0.937	0.946	0.965	0.982	1.003	1.019	1.033	1.055	1.071	1.082	1.089	1.094
7.40	0.949	0.940	0.933	0.929	0.926	0.923	0.927	0.932	0.941	0.950	0.968	0.985	1.005	1.021	1.035	1.057	1.073	1.084	1.091	1.095
7.45	0.955	0.945	0.938	0.934	0.930	0.927	0.931	0.936	0.944	0.953	0.970	0.988	1.007	1.023	1.037	1.058	1.074	1.085	1.092	1.096
7.50	0.961	0.951	0.943	0.939	0.935	0.932	0.935	0.940	0.948	0.956	0.973	0.991	1.010	1.025	1.039	1.060	1.076	1.087	1.093	1.098
7.55	0.966	0.956	0.948	0.944	0.939	0.936	0.939	0.944	0.951	0.959	0.976	0.993	1.012	1.027	1.041	1.061	1.077	1.088	1.094	1.099
7.60	0.972	0.961	0.953	0.949	0.944	0.941	0.943	0.949	0.955	0.962	0.979	0.996	1.015	1.029	1.043	1.063	1.079	1.089	1.096	1.100
7.65	0.987	0.966	0.958	0.954	0.949	0.945	0.947	0.952	0.958	0.965	0.981	0.998	1.017	1.031	1.045	1.065	1.080	1.090	1.097	1.101

Продолжение табл. П. 2.

p_r	Псевдокритическая температура T_r																			
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
7.70	0.983	0.972	0.963	0.959	0.954	0.950	0.952	0.956	0.962	0.969	0.984	1.001	1.019	1.033	1.047	1.067	1.082	1.092	1.098	1.102
7.75	0.989	0.977	0.968	0.963	0.958	0.954	0.956	0.959	0.965	0.972	0.987	1.003	1.021	1.035	1.049	1.068	1.083	1.093	1.099	1.103
7.80	0.995	0.983	0.973	0.968	0.962	0.959	0.960	0.963	0.969	0.976	0.990	1.006	1.024	1.038	1.051	1.070	1.084	1.095	1.100	1.104
7.85	1.000	0.988	0.978	0.973	0.966	0.963	0.964	0.967	0.973	0.979	0.993	1.009	1.026	1.040	1.053	1.071	1.085	1.096	1.101	1.105
7.90	1.005	0.993	0.984	0.978	0.970	0.968	0.968	0.972	0.977	0.982	0.997	1.012	1.029	1.042	1.055	1.073	1.087	1.098	1.103	1.107
7.95	1.011	0.999	0.989	0.983	0.974	0.972	0.972	0.976	0.980	0.986	0.999	1.015	1.031	1.044	1.057	1.075	1.088	1.099	1.104	1.108
8.00	1.017	1.005	0.995	0.988	0.979	0.977	0.976	0.980	0.984	0.990	1.001	1.018	1.033	1.047	1.059	1.078	1.090	1.100	1.106	1.110
8.05	1.022	1.010	1.000	0.993	0.983	0.982	0.980	0.984	0.988	0.994	1.004	1.020	1.035	1.049	1.060	1.079	1.091	1.101	1.107	1.111
8.10	1.027	1.016	1.006	0.998	0.987	0.987	0.984	0.989	0.992	0.998	1.008	1.022	1.038	1.051	1.062	1.081	1.093	1.102	1.109	1.112
8.15	1.032	1.021	1.011	1.002	0.991	0.991	0.988	0.992	0.996	1.000	1.011	1.025	1.040	1.053	1.064	1.082	1.095	1.103	1.110	1.113
8.20	1.038	1.026	1.016	1.007	0.996	0.996	0.992	0.996	1.000	1.003	1.014	1.028	1.043	1.055	1.066	1.084	1.097	1.105	1.111	1.115
8.25	1.044	1.031	1.021	1.012	1.000	1.000	0.996	0.999	1.004	1.007	1.017	1.030	1.045	1.057	1.068	1.086	1.098	1.106	1.112	1.116
8.30	1.050	1.037	1.026	1.017	1.005	1.004	1.001	1.003	1.008	1.011	1.021	1.033	1.048	1.060	1.070	1.088	1.100	1.108	1.113	1.118
8.35	1.055	1.042	1.031	1.021	1.010	1.008	1.005	1.007	1.011	1.014	1.024	1.036	1.050	1.062	1.072	1.089	1.101	1.109	1.115	1.119
8.40	1.060	1.048	1.036	1.026	1.015	1.012	1.010	1.012	1.015	1.018	1.027	1.039	1.052	1.064	1.074	1.091	1.102	1.111	1.117	1.120
8.45	1.065	1.053	1.041	1.030	1.019	1.016	1.014	1.016	1.019	1.021	1.029	1.041	1.055	1.066	1.076	1.092	1.103	1.112	1.118	1.121
8.50	1.070	1.058	1.046	1.035	1.024	1.021	1.019	1.020	1.023	1.025	1.032	1.044	1.058	1.069	1.078	1.094	1.105	1.113	1.119	1.123
8.55	1.075	1.063	1.051	1.040	1.029	1.025	1.023	1.024	1.026	1.028	1.035	1.047	1.060	1.071	1.080	1.096	1.107	1.115	1.120	1.124
8.60	1.081	1.068	1.056	1.045	1.034	1.030	1.028	1.028	1.030	1.031	1.039	1.050	1.063	1.073	1.082	1.098	1.109	1.117	1.122	1.126
8.65	1.086	1.073	1.061	1.049	1.039	1.034	1.032	1.032	1.034	1.035	1.042	1.052	1.065	1.075	1.084	1.099	1.110	1.118	1.123	1.127
8.70	1.092	1.078	1.066	1.054	1.044	1.039	1.037	1.036	1.038	1.039	1.046	1.055	1.068	1.078	1.087	1.101	1.112	1.120	1.125	1.129
8.75	1.097	1.083	1.070	1.058	1.049	1.043	1.041	1.040	1.041	1.043	1.048	1.058	1.070	1.080	1.089	1.103	1.113	1.121	1.126	1.130
8.80	1.102	1.088	1.075	1.063	1.054	1.048	1.045	1.044	1.045	1.047	1.051	1.061	1.073	1.082	1.091	1.105	1.115	1.122	1.127	1.132
8.85	1.108	1.094	1.080	1.068	1.058	1.052	1.049	1.048	1.048	1.049	1.055	1.064	1.075	1.084	1.093	1.107	1.116	1.124	1.129	1.133
8.90	1.113	1.099	1.085	1.073	1.063	1.056	1.053	1.052	1.052	1.052	1.058	1.067	1.078	1.087	1.095	1.109	1.118	1.126	1.131	1.135
8.95	1.118	1.103	1.090	1.077	1.067	1.060	1.057	1.056	1.056	1.056	1.061	1.069	1.080	1.089	1.097	1.111	1.120	1.127	1.132	1.136
9.00	1.124	1.108	1.095	1.082	1.072	1.064	1.061	1.060	1.060	1.060	1.064	1.072	1.083	1.092	1.100	1.113	1.122	1.129	1.134	1.138
9.05	1.129	1.113	1.100	1.086	1.076	1.068	1.065	1.064	1.064	1.064	1.067	1.075	1.085	1.094	1.102	1.115	1.124	1.130	1.135	1.139
9.10	1.135	1.118	1.105	1.091	1.081	1.073	1.069	1.068	1.068	1.068	1.070	1.078	1.088	1.097	1.104	1.117	1.126	1.132	1.137	1.140
9.15	1.140	1.123	1.109	1.096	1.085	1.077	1.073	1.071	1.071	1.071	1.074	1.081	1.091	1.099	1.106	1.119	1.128	1.133	1.138	1.141
9.20	1.146	1.128	1.114	1.101	1.090	1.082	1.078	1.075	1.074	1.074	1.078	1.084	1.094	1.102	1.108	1.122	1.130	1.135	1.140	1.143
9.25	1.151	1.133	1.119	1.105	1.094	1.086	1.082	1.079	1.078	1.077	1.081	1.086	1.096	1.104	1.110	1.124	1.132	1.136	1.141	1.145
9.30	1.157	1.138	1.124	1.110	1.099	1.091	1.086	1.083	1.082	1.081	1.084	1.089	1.099	1.106	1.112	1.126	1.134	1.138	1.143	1.147
9.35	1.162	1.143	1.129	1.115	1.104	1.095	1.090	1.087	1.086	1.084	1.087	1.092	1.101	1.108	1.114	1.128	1.136	1.140	1.145	1.148
9.40	1.167	1.148	1.134	1.120	1.109	1.100	1.095	1.092	1.090	1.088	1.090	1.095	1.104	1.111	1.117	1.130	1.138	1.142	1.147	1.150

9.45	1.172	1.153	1.139	1.124	1.113	1.104	1.099	1.096	1 094	1.092	1.093	1.098	1.106	1.113	1.119	1 132	1.140	1 143	1.148	1 150
9 50	1.178	1.159	1.144	1 129	1.118	1.109	1.103	1.100	1.098	1.096	1.097	1.102	1.109	1.116	1.122	1.134	1.142	1.145	1.150	1 152
9.55	1.182	1.164	1.149	1.134	1.122	1.113	1.107	1.104	1.101	1.099	1.100	1.101	1.111	1.118	1.124	1.136	1.143	1.147	1.151	1 153
9.60	1.189	1.169	1.154	1.139	1.127	1.118	1.111	1.108	1.104	1.102	1.103	1.107	1.114	1.121	1.126	1.139	1.145	1.149	1.153	1.155
9.65	1.194	1.174	1.158	1.143	1.132	1.122	1.115	1.112	1.108	1.105	1.106	1.110	1.117	1.123	1.128	1.141	1.147	1.150	1.154	1.156
9.70	1.200	1.179	1.163	1.148	1.137	1.127	1.120	1.116	1.112	1.109	1.109	1.113	1.120	1.126	1.131	1.143	1.149	1.152	1.156	1.158
9.75	1.205	1.184	1.168	1.153	1.141	1.131	1.124	1.120	1.115	1.113	1.113	1.116	1.122	1.128	1 133	1.145	1.150	1.154	1.157	1.159
9.80	1.210	1.189	1.173	1.158	1.146	1.135	1.128	1.124	1.119	1.117	1.117	1.119	1.125	1.131	1.136	1.148	1.152	1.156	1.159	1.161
9.85	1.215	1.194	1.178	1.162	1.150	1.139	1.132	1.128	1.123	1.120	1.120	1.122	1.127	1.133	1.138	1.150	1.154	1.157	1.160	1.162
9.90	1.221	1.200	1.183	1.167	1.155	1.143	1.137	1.132	1.127	1.123	1.123	1.126	1.130	1.135	1.140	1.152	1.156	1.159	1.162	1.164
9.95	1.226	1.205	1.187	1.171	1.159	1.147	1.141	1.136	1.130	1.126	1.126	1.129	1.133	1.138	1.142	1.154	1.158	1.161	1.163	1.165
10.00	1.231	1.210	1.192	1.176	1.164	1.152	1.145	1.140	1.134	1.130	1.130	1.132	1.136	1.141	1.144	1.156	1.160	1.163	1.165	1.167
10.05	1.236	1.215	1.197	1.180	1.168	1.156	1.149	1.144	1.138	1.134	1.133	1.135	1.139	1.143	1.146	1.158	1.162	1.164	1.166	1.168
10.10	1.242	1.220	1.202	1.185	1.173	1.160	1.153	1.148	1.142	1.138	1.137	1.138	1.141	1.145	1.149	1.160	1.164	1.166	1.168	1.170
10.15	1.247	1.225	1.206	1.190	1.177	1.164	1.157	1.152	1.145	1.141	1.140	1.141	1.144	1.147	1.151	1.162	1.165	1.167	1.169	1.171
10.20	1.252	1.230	1.211	1.195	1.181	1.169	1.162	1.155	1.149	1.145	1.143	1.144	1.147	1.150	1.154	1.164	1.167	1.169	1.171	1.173
10.25	1.257	1.235	1.216	1.199	1.185	1.174	1.166	1.159	1.153	1.148	1.146	1.147	1.149	1.152	1.156	1.166	1.169	1.171	1.173	1.175
10.30	1.263	1.240	1.221	1.204	1.190	1.179	1.170	1.163	1.157	1.152	1.149	1.150	1.152	1.155	1.159	1.168	1.171	1.173	1.175	1.177
10.35	1.268	1.245	1.226	1.208	1.194	1.183	1.174	1.167	1.160	1.156	1.152	1.153	1.155	1.157	1.161	1.170	1.173	1.174	1.176	1.178
10.40	1.274	1.250	1.231	1.213	1.199	1.188	1.178	1.171	1.164	1.160	1.156	1.156	1.158	1.160	1.164	1.172	1.175	1.176	1.178	1.180
10.45	1.279	1.255	1.236	1.218	1.203	1.192	1.182	1.175	1.168	1.164	1.159	1.159	1.160	1.162	1.166	1.174	1.177	1.177	1.179	1.181
10.50	1.285	1.260	1.241	1.223	1.208	1.196	1.186	1.179	1.172	1.168	1.162	1.162	1.162	1.165	1.169	1.176	1.179	1.179	1.181	1.183
10.55	1.290	1.265	1.246	1.227	1.212	1.200	1.190	1.183	1.176	1.171	1.165	1.165	1.165	1.168	1.171	1.178	1.181	1.181	1.182	1.184
10.60	1.296	1.270	1.251	1.232	1.217	1.204	1.195	1.187	1.180	1.174	1.169	1.168	1.168	1.171	1.174	1.181	1.183	1.183	1.184	1.186
10.65	1.301	1.275	1.256	1.236	1.221	1.208	1.199	1.191	1.183	1.177	1.172	1.170	1.171	1.174	1.176	1.183	1.184	1.184	1.185	1 187
10.70	1.307	1.280	1.261	1.241	1.226	1.213	1.203	1.195	1.187	1.181	1.176	1.173	1.174	1.177	1.179	1.183	1.186	1.186	1.187	1 189
10.75	1.312	1.285	1.265	1.246	1.231	1.217	1.207	1.198	1.191	1.185	1.179	1.176	1.176	1.179	1.182	1.187	1.187	1.188	1.189	1.190
10.80	1.318	1.291	1.270	1.251	1.236	1.222	1.211	1.202	1.195	1.189	1.182	1.179	1.179	1.182	1.185	1.189	1.189	1.190	1.191	1.192
10.85	1.323	1.296	1.275	1.255	1.240	1.226	1.215	1.206	1.198	1.193	1.186	1.182	1.182	1 185	1.187	1.191	1.191	1.192	1.192	1.193
10.90	1.329	1.301	1.280	1.260	1.245	1.230	1.219	1.210	1.202	1.197	1.190	1.186	1.186	1.188	1 190	1.193	1.193	1.194	1.194	1.195
10.95	1.334	1.306	1.284	1.265	1.249	1.235	1.223	1.214	1.206	1.200	1.193	1.189	1.189	1.191	1.192	1.195	1.195	1.196	1.196	1.197
11.00	1.339	1.311	1.289	1.270	1.254	1.240	1.228	1.218	1.210	1.204	1.196	1.193	1.192	1.194	1.195	1.197	1.197	1.198	1.198	1.199
11.05	1.344	1.316	1.294	1.275	1.258	1.244	1.232	1.221	1.213	1.208	1.199	1.196	1.194	1.196	1.197	1.199	1.199	1.199	1.199	1.200
11 10	1.350	1.321	1.299	1.280	1.263	1.249	1.236	1.225	1.217	1.211	1.202	1.199	1.196	1.199	1.200	1.201	1.201	1.201	1.201	1.202
11.15	1.355	1.326	1.303	1.284	1.268	1.253	1.240	1.229	1.221	1.214	1.206	1.202	1.199	1.201	1.202	1.203	1.203	1.203	1.203	1.203
11.20	1.360	1.331	1.308	1.289	1.273	1.257	1.245	1.233	1.225	1.218	1.210	1.205	1.202	1.204	1.204	1.205	1.205	1.205	1.205	1.205
11.25	1.365	1.336	1.313	1.294	1.277	1.261	1.249	1.237	1.228	1.221	1.213	1.208	1.205	1.206	1.206	1.207	1.207	1.207	1.207	1.207
11.30	1.370	1.341	1.318	1.299	1.282	1.265	1.253	1.241	1.232	1.225	1.217	1.211	1.208	1.209	1.209	1.209	1.209	1.209	1.209	1.209
11.35	1.375	1.346	1.323	1.303	1.286	1.269	1.257	1.245	1.236	1.228	1.220	1.214	1.211	1.211	1.211	1.211	1.211	1.211	1.210	1.210
11.40	1.381	1.351	1.328	1.308	1.291	1.273	1.261	1.249	1.240	1.232	1.224	1.217	1.214	1.214	1.214	1.214	1.214	1.213	1.212	1.212

p_r	Псевдокритическая температура T_r																			
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
11.45	1.386	1.356	1.333	1.313	1.295	1.277	1.265	1.253	1.243	1.236	1.227	1.220	1.217	1.216	1.216	1.216	1.216	1.215	1.214	1.213
11.50	1.391	1.362	1.338	1.318	1.300	1.282	1.269	1.257	1.247	1.240	1.231	1.224	1.220	1.219	1.219	1.219	1.218	1.217	1.216	1.215
11.55	1.396	1.367	1.343	1.322	1.304	1.286	1.273	1.260	1.251	1.244	1.234	1.227	1.223	1.222	1.221	1.221	1.220	1.219	1.218	1.217
11.60	1.402	1.372	1.348	1.327	1.309	1.291	1.277	1.264	1.255	1.248	1.238	1.230	1.226	1.225	1.224	1.223	1.222	1.221	1.220	1.219
11.65	1.407	1.377	1.353	1.331	1.313	1.295	1.281	1.268	1.258	1.251	1.241	1.233	1.229	1.227	1.226	1.225	1.223	1.222	1.221	1.220
11.70	1.412	1.382	1.358	1.336	1.317	1.300	1.286	1.272	1.262	1.255	1.245	1.236	1.232	1.230	1.229	1.227	1.225	1.224	1.223	1.222
11.75	1.417	1.387	1.363	1.340	1.321	1.305	1.288	1.276	1.265	1.259	1.248	1.239	1.235	1.233	1.232	1.229	1.227	1.226	1.225	1.224
11.80	1.423	1.392	1.368	1.345	1.326	1.309	1.294	1.280	1.269	1.262	1.252	1.243	1.238	1.236	1.234	1.231	1.229	1.228	1.227	1.226
11.85	1.428	1.397	1.373	1.350	1.330	1.313	1.298	1.284	1.273	1.266	1.255	1.246	1.240	1.238	1.236	1.233	1.231	1.229	1.228	1.227
11.90	1.433	1.402	1.378	1.355	1.335	1.318	1.302	1.288	1.277	1.270	1.259	1.250	1.243	1.241	1.239	1.236	1.233	1.231	1.230	1.229
11.95	1.438	1.407	1.383	1.359	1.339	1.322	1.306	1.292	1.280	1.274	1.262	1.253	1.246	1.244	1.241	1.238	1.235	1.233	1.231	1.230
12.00	1.444	1.413	1.388	1.364	1.344	1.327	1.310	1.296	1.284	1.278	1.266	1.256	1.249	1.247	1.244	1.240	1.237	1.235	1.233	1.232
12.05	1.449	1.418	1.393	1.368	1.348	1.331	1.314	1.299	1.288	1.281	1.269	1.259	1.252	1.249	1.246	1.242	1.238	1.236	1.235	1.234
12.10	1.454	1.423	1.398	1.373	1.353	1.335	1.318	1.303	1.292	1.285	1.272	1.262	1.255	1.251	1.249	1.244	1.240	1.238	1.237	1.236
12.15	1.459	1.428	1.403	1.378	1.357	1.339	1.322	1.307	1.296	1.288	1.275	1.265	1.258	1.254	1.251	1.246	1.242	1.240	1.238	1.237
12.20	1.465	1.433	1.408	1.383	1.362	1.344	1.326	1.311	1.300	1.292	1.279	1.268	1.261	1.257	1.254	1.248	1.244	1.242	1.240	1.239
12.25	1.470	1.438	1.413	1.388	1.366	1.348	1.330	1.315	1.304	1.295	1.283	1.271	1.264	1.259	1.256	1.250	1.246	1.244	1.242	1.241
12.30	1.475	1.443	1.418	1.392	1.371	1.353	1.334	1.319	1.307	1.299	1.287	1.274	1.267	1.262	1.259	1.252	1.248	1.246	1.244	1.243
12.35	1.480	1.448	1.423	1.397	1.375	1.357	1.338	1.323	1.311	1.303	1.290	1.277	1.270	1.265	1.261	1.254	1.250	1.247	1.246	1.245
12.40	1.486	1.453	1.428	1.402	1.380	1.362	1.342	1.327	1.315	1.307	1.293	1.281	1.273	1.268	1.264	1.256	1.252	1.249	1.248	1.247
12.45	1.491	1.458	1.433	1.407	1.384	1.366	1.346	1.330	1.319	1.310	1.296	1.284	1.276	1.270	1.266	1.258	1.254	1.250	1.249	1.248
12.50	1.496	1.464	1.438	1.411	1.389	1.370	1.350	1.334	1.323	1.313	1.300	1.288	1.279	1.273	1.269	1.261	1.256	1.252	1.251	1.250
12.55	1.501	1.469	1.443	1.416	1.394	1.374	1.354	1.338	1.326	1.317	1.303	1.290	1.282	1.275	1.271	1.263	1.258	1.254	1.252	1.251
12.60	1.507	1.474	1.448	1.420	1.399	1.379	1.358	1.342	1.330	1.321	1.307	1.293	1.285	1.278	1.273	1.265	1.260	1.256	1.254	1.253
12.65	1.512	1.479	1.453	1.425	1.404	1.383	1.362	1.346	1.334	1.325	1.310	1.297	1.288	1.280	1.276	1.267	1.261	1.257	1.256	1.255
12.70	1.517	1.484	1.458	1.430	1.409	1.388	1.367	1.350	1.337	1.329	1.314	1.300	1.291	1.283	1.279	1.269	1.263	1.259	1.258	1.257
12.75	1.522	1.489	1.463	1.435	1.413	1.392	1.371	1.354	1.341	1.332	1.317	1.303	1.294	1.286	1.281	1.271	1.265	1.261	1.259	1.258
12.80	1.527	1.495	1.468	1.439	1.418	1.397	1.375	1.358	1.345	1.336	1.321	1.306	1.297	1.289	1.283	1.273	1.267	1.263	1.261	1.260
12.85	1.532	1.500	1.473	1.444	1.422	1.401	1.379	1.362	1.348	1.339	1.324	1.309	1.299	1.291	1.286	1.275	1.269	1.265	1.263	1.261
12.90	1.537	1.505	1.477	1.449	1.427	1.405	1.383	1.365	1.352	1.342	1.328	1.312	1.302	1.294	1.289	1.277	1.271	1.267	1.265	1.263
12.95	1.542	1.510	1.482	1.454	1.431	1.409	1.387	1.369	1.356	1.346	1.331	1.315	1.305	1.297	1.291	1.279	1.272	1.268	1.266	1.265
13.00	1.548	1.515	1.487	1.458	1.436	1.414	1.391	1.374	1.360	1.350	1.335	1.319	1.308	1.300	1.293	1.281	1.274	1.270	1.268	1.267
13.05	1.553	1.520	1.492	1.463	1.440	1.418	1.395	1.378	1.364	1.354	1.338	1.321	1.310	1.302	1.295	1.283	1.276	1.271	1.269	1.268
13.10	1.558	1.525	1.497	1.468	1.445	1.422	1.399	1.381	1.367	1.358	1.341	1.324	1.313	1.304	1.298	1.286	1.278	1.273	1.271	1.270
13.15	1.563	1.530	1.502	1.473	1.449	1.426	1.403	1.385	1.371	1.361	1.345	1.327	1.316	1.307	1.300	1.288	1.280	1.275	1.273	1.271

13.20	1.568	1.535	1.507	1.477	1.453	1.431	1.408	1.389	1.374	1.364	1.349	1.331	1.320	1.310	1.303	1.290	1.282	1.277	1.275	1.273
13.25	1.573	1.540	1.512	1.482	1.458	1.435	1.412	1.393	1.378	1.368	1.352	1.334	1.322	1.313	1.305	1.292	1.284	1.278	1.276	1.275
13.30	1.578	1.546	1.517	1.486	1.463	1.440	1.416	1.398	1.382	1.372	1.355	1.337	1.325	1.316	1.308	1.294	1.286	1.280	1.278	1.277
13.35	1.583	1.551	1.521	1.491	1.467	1.444	1.420	1.401	1.385	1.375	1.358	1.340	1.328	1.318	1.310	1.296	1.287	1.281	1.279	1.278
13.40	1.589	1.556	1.526	1.495	1.472	1.449	1.424	1.404	1.389	1.379	1.362	1.343	1.331	1.321	1.313	1.298	1.289	1.283	1.281	1.280
13.45	1.594	1.561	1.531	1.500	1.476	1.453	1.428	1.408	1.393	1.382	1.365	1.346	1.334	1.323	1.315	1.300	1.291	1.285	1.283	1.281
13.50	1.599	1.566	1.536	1.504	1.481	1.457	1.432	1.412	1.397	1.386	1.369	1.349	1.337	1.326	1.317	1.302	1.293	1.287	1.285	1.283
13.55	1.604	1.571	1.541	1.509	1.485	1.461	1.436	1.416	1.400	1.389	1.372	1.352	1.340	1.328	1.319	1.304	1.295	1.289	1.287	1.285
13.60	1.609	1.577	1.546	1.514	1.490	1.466	1.440	1.420	1.404	1.393	1.376	1.355	1.343	1.331	1.322	1.306	1.297	1.291	1.289	1.287
13.65	1.614	1.582	1.551	1.518	1.494	1.470	1.444	1.424	1.408	1.396	1.379	1.358	1.346	1.334	1.324	1.308	1.298	1.292	1.290	1.288
13.70	1.619	1.587	1.556	1.523	1.499	1.475	1.448	1.428	1.412	1.400	1.382	1.361	1.349	1.337	1.327	1.310	1.300	1.294	1.292	1.290
13.75	1.624	1.592	1.561	1.527	1.503	1.479	1.452	1.432	1.416	1.404	1.385	1.364	1.351	1.339	1.329	1.312	1.301	1.296	1.293	1.291
13.80	1.630	1.597	1.566	1.532	1.508	1.483	1.456	1.436	1.419	1.408	1.389	1.368	1.354	1.342	1.332	1.314	1.303	1.298	1.295	1.293
13.85	1.635	1.602	1.571	1.537	1.513	1.487	1.460	1.439	1.423	1.411	1.393	1.371	1.357	1.345	1.334	1.316	1.305	1.300	1.297	1.295
13.90	1.640	1.608	1.575	1.542	1.517	1.492	1.465	1.443	1.426	1.414	1.397	1.374	1.360	1.348	1.337	1.318	1.307	1.301	1.299	1.297
13.95	1.645	1.613	1.580	1.546	1.522	1.496	1.469	1.447	1.430	1.417	1.399	1.377	1.363	1.350	1.339	1.320	1.309	1.302	1.300	1.298
14.00	1.650	1.618	1.585	1.550	1.526	1.500	1.473	1.451	1.434	1.421	1.402	1.380	1.366	1.353	1.341	1.322	1.311	1.304	1.302	1.300
14.05	1.655	1.623	1.590	1.555	1.531	1.504	1.478	1.455	1.437	1.425	1.405	1.383	1.369	1.356	1.343	1.324	1.313	1.306	1.303	1.301
14.10	1.661	1.628	1.595	1.560	1.535	1.509	1.482	1.459	1.441	1.429	1.409	1.386	1.372	1.358	1.346	1.326	1.315	1.308	1.305	1.303
14.15	1.666	1.633	1.600	1.565	1.539	1.513	1.486	1.463	1.445	1.432	1.412	1.389	1.375	1.360	1.348	1.328	1.317	1.309	1.307	1.305
14.20	1.671	1.639	1.605	1.570	1.544	1.518	1.490	1.467	1.449	1.436	1.416	1.392	1.378	1.363	1.351	1.330	1.319	1.311	1.309	1.307
14.25	1.676	1.644	1.609	1.575	1.548	1.522	1.494	1.471	1.452	1.439	1.419	1.395	1.381	1.366	1.353	1.332	1.320	1.313	1.310	1.308
14.30	1.681	1.649	1.614	1.580	1.553	1.527	1.498	1.475	1.456	1.443	1.423	1.398	1.384	1.369	1.356	1.334	1.322	1.315	1.312	1.310
14.35	1.686	1.650	1.619	1.584	1.557	1.531	1.502	1.478	1.460	1.446	1.426	1.401	1.387	1.371	1.358	1.336	1.323	1.316	1.313	1.311
14.40	1.692	1.659	1.624	1.589	1.561	1.536	1.506	1.482	1.464	1.450	1.430	1.404	1.390	1.374	1.360	1.338	1.325	1.318	1.315	1.313
14.45	1.697	1.664	1.629	1.594	1.565	1.540	1.510	1.486	1.468	1.454	1.433	1.407	1.393	1.376	1.362	1.340	1.327	1.320	1.317	1.315
14.50	1.702	1.669	1.634	1.598	1.570	1.544	1.515	1.490	1.472	1.458	1.437	1.411	1.396	1.379	1.365	1.342	1.329	1.322	1.319	1.317
14.55	1.707	1.674	1.639	1.603	1.575	1.548	1.520	1.494	1.476	1.461	1.440	1.414	1.398	1.382	1.367	1.344	1.331	1.324	1.321	1.318
14.60	1.712	1.679	1.643	1.608	1.580	1.552	1.524	1.498	1.480	1.465	1.443	1.417	1.400	1.385	1.370	1.346	1.333	1.326	1.323	1.320
14.65	1.717	1.684	1.648	1.613	1.584	1.556	1.528	1.502	1.484	1.468	1.446	1.420	1.403	1.387	1.372	1.348	1.334	1.327	1.324	1.321
14.70	1.722	1.690	1.653	1.617	1.589	1.561	1.532	1.505	1.488	1.472	1.450	1.423	1.407	1.390	1.375	1.350	1.336	1.329	1.326	1.323
14.75	1.727	1.695	1.658	1.622	1.594	1.565	1.536	1.509	1.491	1.475	1.453	1.426	1.410	1.392	1.377	1.352	1.338	1.330	1.327	1.325
14.80	1.733	1.700	1.663	1.627	1.598	1.570	1.540	1.513	1.495	1.479	1.457	1.429	1.413	1.395	1.380	1.354	1.340	1.332	1.329	1.327
14.85	1.738	1.705	1.668	1.632	1.603	1.574	1.544	1.517	1.498	1.483	1.460	1.432	1.416	1.398	1.382	1.356	1.341	1.334	1.331	1.328
14.90	1.743	1.710	1.673	1.636	1.607	1.579	1.549	1.521	1.502	1.487	1.463	1.436	1.419	1.401	1.385	1.358	1.343	1.336	1.333	1.330
14.95	1.748	1.715	1.678	1.641	1.612	1.583	1.543	1.525	1.505	1.490	1.466	1.439	1.421	1.403	1.387	1.360	1.345	1.338	1.334	1.331
15.00	1.753	1.720	1.682	1.645	1.616	1.588	1.558	1.529	1.508	1.493	1.470	1.442	1.424	1.406	1.390	1.362	1.347	1.340	1.336	1.333

Значения $\int_{0,2}^{p_r} z dp_r$

Таблица П. 3.

p_r	Псевдокритическая температура T_r																			
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
0.20	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.25	0.0465	0.0470	0.0473	0.0477	0.0479	0.0482	0.0483	0.0485	0.0487	0.0488	0.0491	0.0492	0.0497	0.0495	0.0496	0.0497	0.0499	0.0499	0.0500	0.0500
0.30	0.0921	0.0934	0.0940	0.0948	0.0955	0.0960	0.0963	0.0967	0.0971	0.0974	0.0980	0.0984	0.0992	0.0989	0.0991	0.0994	0.0997	0.0999	0.1000	0.1001
0.35	0.1369	0.1390	0.1401	0.1415	0.1425	0.1433	0.1440	0.1447	0.1452	0.1457	0.1467	0.1473	0.1484	0.1483	0.1486	0.1491	0.1496	0.1498	0.1500	0.1501
0.40	0.1808	0.1838	0.1854	0.1875	0.1892	0.1902	0.1912	0.1923	0.1930	0.1938	0.1952	0.1962	0.1975	0.1975	0.1980	0.1988	0.1994	0.1997	0.2000	0.2002
0.45	0.2237	0.2279	0.2301	0.2331	0.2353	0.2367	0.2381	0.2396	0.2406	0.2416	0.2435	0.2448	0.2465	0.2466	0.2473	0.2484	0.2492	0.2496	0.2500	0.2503
0.50	0.2657	0.2710	0.2741	0.2780	0.2810	0.2828	0.2846	0.2866	0.2878	0.2892	0.2916	0.2934	0.2953	0.2956	0.2965	0.2979	0.2989	0.2995	0.3000	0.3004
0.55	0.3067	0.3134	0.3175	0.3225	0.3263	0.3285	0.3308	0.3333	0.3348	0.3365	0.3395	0.3417	0.3441	0.3445	0.3456	0.3474	0.3486	0.3494	0.3500	0.3505
0.60	0.3467	0.3549	0.3603	0.3663	0.3710	0.3737	0.3765	0.3796	0.3815	0.3836	0.3872	0.3900	0.3927	0.3934	0.3947	0.3968	0.3983	0.3993	0.4000	0.4006
0.65	0.3856	0.3956	0.4024	0.4097	0.4153	0.4186	0.4220	0.4256	0.4279	0.4304	0.4347	0.4381	0.4412	0.4421	0.4437	0.4462	0.4479	0.4492	0.4500	0.4508
0.70	0.4235	0.4353	0.4438	0.4524	0.4591	0.4630	0.4670	0.4713	0.4741	0.4770	0.4820	0.4860	0.4896	0.4908	0.4927	0.4955	0.4976	0.4990	0.5000	0.5009
0.75	0.4603	0.4741	0.4844	0.4947	0.5024	0.5071	0.5117	0.5167	0.5200	0.5234	0.5292	0.5339	0.5379	0.5394	0.5416	0.5448	0.5472	0.5489	0.5500	0.5511
0.80	0.4958	0.5120	0.5244	0.5363	0.5452	0.5508	0.5561	0.5618	0.5657	0.5695	0.5762	0.5815	0.5861	0.5879	0.5904	0.5940	0.5967	0.5987	0.6001	0.6014
0.85	0.5300	0.5489	0.5635	0.5774	0.5875	0.5941	0.6000	0.6066	0.6110	0.6154	0.6230	0.6291	0.6341	0.6363	0.6391	0.6432	0.6463	0.6486	0.6501	0.6516
0.90	0.5629	0.5849	0.6020	0.6178	0.6294	0.6369	0.6437	0.6511	0.6561	0.6611	0.6697	0.6765	0.6821	0.6846	0.6877	0.6923	0.6958	0.6984	0.7002	0.7019
0.95	0.5945	0.6199	0.6397	0.6576	0.6707	0.6793	0.6870	0.6953	0.7010	0.7065	0.7161	0.7238	0.7299	0.7328	0.7363	0.7414	0.7453	0.7482	0.7502	0.7522
1.00	0.6247	0.6539	0.6767	0.6969	0.7116	0.7214	0.7300	0.7392	0.7456	0.7517	0.7624	0.7709	0.7776	0.7809	0.7848	0.7905	0.7948	0.7980	0.8003	0.8025
1.05	0.6533	0.6868	0.7131	0.7356	0.7520	0.7631	0.7726	0.7828	0.7900	0.7967	0.8085	0.8179	0.8252	0.8289	0.8333	0.8395	0.8442	0.8478	0.8503	0.8529
1.10	0.6802	0.7186	0.7486	0.7737	0.7919	0.8043	0.8149	0.8261	0.8341	0.8414	0.8544	0.8648	0.8727	0.8768	0.8817	0.8885	0.8937	0.8976	0.9004	0.9032
1.15	0.7053	0.7492	0.7834	0.8111	0.8313	0.8451	0.8568	0.8690	0.8779	0.8860	0.9001	0.9115	0.9201	0.9247	0.9300	0.9375	0.9431	0.9474	0.9505	0.9536
1.20	0.7284	0.7788	0.8174	0.8480	0.8702	0.8855	0.8985	0.9117	0.9215	0.9303	0.9457	0.9581	0.9674	0.9725	0.9783	0.9864	0.9924	0.9972	1.0006	1.0040
1.25	0.7495	0.8071	0.8506	0.8842	0.9086	0.9255	0.9398	0.9541	0.9648	0.9744	0.9910	1.0045	1.0146	1.0202	1.0265	1.0353	1.0418	1.0470	1.0507	1.0544
1.30	0.7682	0.8343	0.8830	0.9199	0.9465	0.9652	0.9808	0.9962	1.0079	1.0183	1.0362	1.0509	1.0617	1.0679	1.0746	1.0842	1.0911	1.0968	1.1008	1.1049
1.35	0.7846	0.8601	0.9146	0.9549	0.9839	1.0044	1.0214	1.0380	1.0507	1.0620	1.0812	1.0971	1.1088	1.1155	1.1227	1.1330	1.1405	1.1466	1.1509	1.1553
1.40	0.7989	0.8848	0.9453	0.9893	1.0208	1.0432	1.0618	1.0795	1.0934	1.1055	1.1260	1.1431	1.1557	1.1630	1.1707	1.1818	1.1898	1.1964	1.2010	1.2058
1.45	0.8119	0.9081	0.9751	1.0231	1.0571	1.0817	1.1018	1.1208	1.1358	1.1488	1.1707	1.1891	1.2026	1.2104	1.2187	1.2305	1.2391	1.2462	1.2511	1.2563
1.50	0.8248	0.9300	1.0040	1.0563	1.0929	1.1197	1.1415	1.1619	1.1779	1.1919	1.2152	1.2349	1.2493	1.2577	1.2666	1.2792	1.2883	1.2960	1.3012	1.3068
1.55	0.8374	0.9509	1.0322	1.0889	1.1282	1.1574	1.1809	1.2026	1.2199	1.2347	1.2596	1.2806	1.2960	1.3050	1.3144	1.3279	1.3376	1.3457	1.3514	1.3573
1.60	0.8500	0.9709	1.0596	1.1209	1.1630	1.1947	1.2200	1.2430	1.2616	1.2774	1.3038	1.3262	1.3425	1.3522	1.3621	1.3765	1.3868	1.3955	1.4015	1.4078
1.65	0.8626	0.9904	1.0864	1.1523	1.1973	1.2316	1.2588	1.2831	1.3031	1.3198	1.3478	1.3716	1.3890	1.3993	1.4098	1.4251	1.4360	1.4452	1.4517	1.4584
1.70	0.8752	1.0095	1.1125	1.1832	1.2312	1.2682	1.2973	1.3230	1.3444	1.3621	1.3917	1.4170	1.4354	1.4464	1.4574	1.4737	1.4852	1.4950	1.5019	1.5089
1.75	0.8879	1.0283	1.1381	1.2135	1.2646	1.3044	1.3355	1.3626	1.3854	1.4041	1.4355	1.4622	1.4817	1.4934	1.5050	1.5223	1.5343	1.5447	1.5521	1.5595
1.80	0.9008	1.0469	1.1632	1.2434	1.2976	1.3402	1.3734	1.4019	1.4263	1.4461	1.4791	1.5072	1.5279	1.5403	1.5525	1.5708	1.5835	1.5945	1.6023	1.6101
1.85	0.9139	1.0654	1.1879	1.2727	1.3302	1.3756	1.4110	1.4410	1.4669	1.4878	1.5226	1.5522	1.5740	1.5872	1.6000	1.6193	1.6326	1.6442	1.6525	1.6607
1.90	0.9273	1.0839	1.2121	1.3016	1.3624	1.4108	1.4483	1.4798	1.5074	1.5294	1.5666	1.5971	1.6201	1.6340	1.6474	1.6678	1.6818	1.6940	1.7027	1.7114

1.95	0.9409	1.1023	1.2359	1.3300	1.3942	1.4456	1.4854	1.5185	1.5476	1.5709	1.6093	1.6419	1.6661	1.6808	1.6948	1.7162	1.7309	1.7437	1.7529	1.7620
2.00	0.9548	1.1208	1.2595	1.3580	1.4257	1.4801	1.5221	1.5569	1.5876	1.6121	1.6524	1.6866	1.7121	1.7275	1.7422	1.7646	1.7800	1.7935	1.8032	1.8127
2.05	0.9689	1.1393	1.2827	1.3855	1.4569	1.5143	1.5586	1.5951	1.6275	1.6533	1.6954	1.7312	1.7579	1.7741	1.7895	1.8130	1.8291	1.8432	1.8535	1.8634
2.10	0.9834	1.1579	1.3057	1.4127	1.4877	1.5481	1.5948	1.6331	1.6671	1.6942	1.7383	1.7757	1.8037	1.8207	1.8368	1.8614	1.8781	1.8930	1.9038	1.9141
2.15	0.9981	1.1766	1.3284	1.4395	1.5182	1.5817	1.6307	1.6709	1.7066	1.7351	1.7810	1.8201	1.8495	1.8672	1.8841	1.9098	1.9272	1.9427	1.9542	1.9649
2.20	1.0132	1.1953	1.3510	1.4660	1.5484	1.6150	1.6664	1.7084	1.7459	1.7757	1.8236	1.8644	1.8951	1.9137	1.9313	1.9581	1.9762	1.9925	2.0045	2.0156
2.25	1.0286	1.2142	1.3735	1.4924	1.5784	1.6480	1.7019	1.7457	1.7850	1.8162	1.8662	1.9086	1.9407	1.9601	1.9785	2.0064	2.0253	2.0422	2.0549	2.0664
2.30	1.0443	1.2331	1.3959	1.5185	1.6082	1.6808	1.7371	1.7829	1.8240	1.8565	1.9086	1.9528	1.9862	2.0065	2.0256	2.0547	2.0743	2.0920	2.1053	2.1173
2.35	1.0604	1.2522	1.4183	1.5446	1.6378	1.7133	1.7721	1.8198	1.8628	1.8967	1.9510	1.9969	2.0316	2.0529	2.0727	2.1029	2.1233	2.1417	2.1557	2.1681
2.40	1.0767	1.2714	1.4408	1.5706	1.6672	1.7457	1.8070	1.8566	1.9015	1.9368	1.9932	2.0409	2.0770	2.0992	2.1198	2.1511	2.1723	2.1915	2.2061	2.2190
2.45	1.0934	1.2909	1.4632	1.5966	1.6964	1.7778	1.8416	1.8932	1.9400	1.9767	2.0353	2.0848	2.1223	2.1223	2.1668	2.1993	2.2213	2.2412	2.2565	2.2699
2.50	1.1103	1.3105	1.4858	1.6226	1.7255	1.8098	1.8761	1.9296	1.9783	2.0166	2.0774	2.1286	2.1676	2.1686	2.2139	2.2475	2.2703	2.2910	2.3069	2.3208
2.55	1.1276	1.3303	1.5084	1.6486	1.7545	1.8417	1.9105	1.9660	2.0165	2.0563	2.1193	2.1724	2.2127	2.2147	2.2609	2.2957	2.3193	2.3407	2.3573	2.3718
2.60	1.1453	1.3503	1.5312	1.6745	1.7836	1.8734	1.9446	2.0021	2.0546	2.0959	2.1612	2.2161	2.2579	2.2609	2.3079	2.3438	2.3683	2.3905	2.4078	2.4227
2.65	1.1632	1.3705	1.5541	1.7006	1.8126	1.9050	1.9787	2.0382	2.0925	2.1354	2.2030	2.2597	2.3029	2.3070	2.3549	2.3920	2.4173	2.4402	2.4582	2.4737
2.70	1.1815	1.3909	1.5772	1.7266	1.8415	1.9365	2.0126	2.0741	2.1304	2.1748	2.2447	2.3033	2.3480	2.3530	2.4019	2.4401	2.4663	2.4900	2.5087	2.5248
2.75	1.2001	1.4115	1.6005	1.7528	1.8705	1.9679	2.0465	2.1100	2.1681	2.2141	2.2864	2.3468	2.3930	2.3991	2.4489	2.4882	2.5153	2.5398	2.5592	2.5758
2.80	1.2190	1.4323	1.6239	1.7790	1.8994	1.9993	2.0802	2.1457	2.2058	2.2533	2.3279	2.3903	2.4379	2.4451	2.4958	2.5363	2.5643	2.5896	2.6097	2.6269
2.85	1.2382	1.4534	1.6476	1.8054	1.9284	2.0306	2.1138	2.1813	2.2433	2.2924	2.3694	2.4337	2.4829	2.4911	2.5427	2.5844	2.6133	2.6394	2.6602	2.6780
2.90	1.2577	1.4747	1.6716	1.8318	1.9574	2.0619	2.1474	2.2169	2.2808	2.3314	2.4108	2.4771	2.5277	2.5371	2.5896	2.6325	2.6623	2.6892	2.7107	2.7291
2.95	1.2776	1.4963	1.6957	1.8584	1.9864	2.0932	2.1809	2.2524	2.3181	2.3703	2.4522	2.5204	2.5726	2.5830	2.6365	2.6806	2.7113	2.7391	2.7613	2.7803
3.00	1.2978	1.5181	1.7201	1.8850	2.0154	2.1244	2.2144	2.2878	2.3554	2.4092	2.4935	2.5637	2.6174	2.6290	2.6834	2.7287	2.7603	2.7889	2.8119	2.8314
3.05	1.3183	1.5403	1.7446	1.9118	2.0445	2.1556	2.2478	2.3231	2.3927	2.4480	2.5347	2.6069	2.6622	2.6749	2.7303	2.7768	2.8094	2.8388	2.8625	2.8826
3.10	1.3391	1.5627	1.7695	1.9387	2.0736	2.1868	2.2812	2.3584	2.4298	2.4868	2.5758	2.6500	2.7070	2.7207	2.7772	2.8249	2.8584	2.8886	2.9131	2.9339
3.15	1.3603	1.5854	1.7945	1.9658	2.1029	2.2181	2.3146	2.3936	2.4669	2.5255	2.6169	2.6931	2.7517	2.7666	2.8240	2.8730	2.9075	2.9385	2.9637	2.9851
3.20	1.3817	1.6084	1.8198	1.9930	2.1322	2.2493	2.3480	2.4288	2.5040	2.5642	2.6580	2.7362	2.7965	2.8124	2.8709	2.9211	2.9566	2.9884	3.0144	3.0364
3.25	1.4035	1.6317	1.8452	2.0204	2.1617	2.2807	2.3814	2.4639	2.5410	2.6029	2.6990	2.7792	2.8412	2.8583	2.9177	2.9692	3.0057	3.0383	3.0651	3.0877
3.30	1.4255	1.6553	1.8709	2.0479	2.1912	2.3120	2.4149	2.4989	2.5781	2.6415	2.7400	2.8222	2.8858	2.9041	2.9646	3.0173	3.0548	3.0883	3.1158	3.1390
3.35	1.4479	1.6792	1.8968	2.0755	2.2209	2.3435	2.4483	2.5340	2.6151	2.6801	2.7809	2.8651	2.9305	2.9499	3.0114	3.0654	3.1039	3.1382	3.1666	3.1904
3.40	1.4707	1.7035	1.9229	2.1034	2.2506	2.3750	2.4818	2.5692	2.6520	2.7187	2.8219	2.9080	2.9751	2.9957	3.0583	3.1135	3.1530	3.1882	3.2174	3.2417
3.45	1.4937	1.7280	1.9493	2.1314	2.2805	2.4065	2.5153	2.6043	2.6890	2.7572	2.8628	2.9509	3.0197	3.0415	3.1051	3.1617	3.2021	3.2382	3.2682	3.2932
3.50	1.5171	1.7529	1.9759	2.1596	2.3106	2.4382	2.5488	2.6395	2.7259	2.7958	2.9036	2.9938	3.0643	3.0873	3.1520	3.2098	3.2513	3.2882	3.3190	3.3446
3.55	1.5408	1.7780	2.0028	2.1880	2.3407	2.4699	2.5824	2.6747	2.7629	2.8343	2.9445	3.0367	3.1088	3.1330	3.1988	3.2580	3.3005	3.3382	3.3698	3.3961
3.60	1.5648	1.8034	2.0298	2.2165	2.3711	2.5017	2.6160	2.7100	2.7999	2.8729	2.9853	3.0796	3.1534	3.1788	3.2457	3.3061	3.3497	3.3882	3.4207	3.4477
3.65	1.5891	1.8291	2.0571	2.2453	2.4015	2.5336	2.6497	2.7453	2.8369	2.9114	3.0261	3.1225	3.1979	3.2245	3.2925	3.3543	3.3990	3.4383	3.4716	3.4992
3.70	1.6138	1.8551	2.0847	2.2742	2.4322	2.5656	2.6835	2.7807	2.8739	2.9500	3.0669	3.1653	3.2424	3.2703	3.3394	3.4026	3.4483	3.4883	3.5226	3.5508
3.75	1.6388	1.8814	2.1124	2.3034	2.4629	2.5976	2.7174	2.8161	2.9109	2.9886	3.1077	3.2081	3.2869	3.3161	3.3862	3.4508	3.4976	3.5384	3.5735	3.6024
3.80	1.6641	1.9080	2.1405	2.3328	2.4939	2.6298	2.7513	2.8516	2.9480	3.0272	3.1485	3.2509	3.3314	3.3619	3.4331	3.4991	3.5469	3.5886	3.6245	3.6540
3.85	1.6897	1.9349	2.1687	2.3624	2.5249	2.6620	2.7854	2.8871	2.9851	3.0659	3.1893	3.2936	3.3759	3.4077	3.4799	3.5474	3.5963	3.6387	3.6755	3.7057
3.90	1.7156	1.9621	2.1973	2.3923	2.5562	2.6944	2.8195	2.9227	3.0222	3.1045	3.2301	3.3364	3.4205	3.4535	3.5268	3.5957	3.6457	3.6890	3.7266	3.7573

Продолжение табл. П. 3.

P_r	Псевдокритическая температура T_r																		
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
3.95	1.7419	1.9896	2.2260	2.4223	2.5876	2.7269	2.8537	2.9584	3.0594	3.1433	3.2710	3.3791	3.4650	3.4994	3.5737	3.6441	3.6951	3.7392	3.7777	3.8090
4.00	1.7684	2.0173	2.2550	2.4526	2.6192	2.7595	2.8880	2.9941	3.0967	3.1820	3.3119	3.4219	3.5096	3.5452	3.6206	3.6924	3.7446	3.7896	3.8288	3.8608
4.05	1.7953	2.0454	2.2842	2.4831	2.6509	2.7922	2.9224	3.0300	3.1340	3.2209	3.3528	3.4647	3.5542	3.5911	3.6676	3.7408	3.7941	3.8399	3.8800	3.9125
4.10	1.8224	2.0737	2.3137	2.5138	2.6828	2.8251	2.9569	3.0659	3.1714	3.2598	3.3938	3.5075	3.5988	3.6370	3.7145	3.7893	3.8437	3.8904	3.9312	3.9643
4.15	1.8499	2.1023	2.3434	2.5447	2.7149	2.8581	2.9916	3.1018	3.2089	3.2987	3.4348	3.5504	3.6435	3.6829	3.7615	3.8377	3.8933	3.9408	3.9824	4.0161
4.20	1.8778	2.1312	2.3733	2.5758	2.7472	2.8913	3.0264	3.1379	3.2464	3.3378	3.4759	3.5933	3.6882	3.7288	3.8086	3.8863	3.9430	3.9914	4.0337	4.0679
4.25	1.9059	2.1604	2.4035	2.6071	2.7797	2.9246	3.0613	3.1740	3.2840	3.3768	3.5170	3.6362	3.7330	3.7747	3.8556	3.9348	3.9927	4.0419	4.0850	4.1198
4.30	1.9344	2.1899	2.4339	2.6386	2.8123	2.9581	3.0963	3.2103	3.3217	3.4160	3.5582	3.6792	3.7778	3.8207	3.9027	3.9835	4.0425	4.0926	4.1363	4.1716
4.35	1.9631	2.2197	2.4646	2.6703	2.8452	2.9917	3.1314	3.2466	3.3595	3.4552	3.5995	3.7223	3.8227	3.8667	3.9498	4.0321	4.0923	4.1432	4.1877	4.2236
4.40	1.9923	2.2498	2.4955	2.7022	2.8782	3.0255	3.1666	3.2831	3.3974	3.4945	3.6407	3.7653	3.8676	3.9128	3.9969	4.0808	4.1422	4.1939	4.2391	4.2755
4.45	2.0217	2.2801	2.5267	2.7344	2.9114	3.0595	3.2020	3.3196	3.4354	3.5339	3.6820	3.8084	3.9125	3.9589	4.0441	4.1295	4.1921	4.2446	4.2905	4.3275
4.50	2.0515	2.3108	2.5581	2.7667	2.9448	3.0936	3.2375	3.3563	3.4735	3.5733	3.7234	3.8516	3.9575	4.0050	4.0912	4.1783	4.2421	4.2954	4.3420	4.3796
4.55	2.0816	2.3417	2.5898	2.7993	2.9783	3.1278	3.2732	3.3930	3.5117	3.6129	3.7649	3.8948	4.0025	4.0512	4.1385	4.2272	4.2921	4.3462	4.3935	4.4316
4.60	2.1120	2.3729	2.6217	2.8322	3.0121	3.1623	3.3090	3.4299	3.5501	3.6525	3.8064	3.9381	4.0476	4.0974	4.1857	4.2760	4.3422	4.3971	4.4451	4.4838
4.65	2.1427	2.4044	2.6539	2.8652	3.0460	3.1969	3.3449	3.4669	3.5885	3.6923	3.8480	3.9815	4.0927	4.1437	4.2331	4.3250	4.3923	4.4480	4.4967	4.5359
4.70	2.1737	2.4362	2.6863	2.8985	3.0802	3.2317	3.3810	3.5040	3.6271	3.7321	3.8897	4.0249	4.1379	4.1900	4.2804	4.3740	4.4425	4.4990	4.5484	4.5881
4.75	2.2051	2.4683	2.7190	2.9320	3.1145	3.2667	3.4172	3.5412	3.6657	3.7721	3.9315	4.0684	4.1831	4.2364	4.3279	4.4230	4.4927	4.5500	4.6001	4.6403
4.80	2.2367	2.5006	2.7519	2.9657	3.1491	3.3018	3.4536	3.5786	3.7045	3.8121	3.9734	4.1119	4.2284	4.2828	4.3753	4.4722	4.5430	4.6011	4.6519	4.6926
4.85	2.2687	2.5332	2.7851	2.9997	3.1838	3.3371	3.4901	3.6161	3.7434	3.8523	4.0153	4.1556	4.2738	4.3293	4.4229	4.5213	4.5934	4.6522	4.7037	4.7449
4.90	2.3011	2.5661	2.8186	3.0338	3.2188	3.3726	3.5268	3.6537	3.7824	3.8925	4.0574	4.1993	4.3192	4.3759	4.4704	4.5706	4.6438	4.7034	4.7556	4.7973
4.95	2.3337	2.5993	2.8523	3.0682	3.2539	3.4083	3.5637	3.6914	3.8216	3.9329	4.0995	4.2431	4.3647	4.4225	4.5181	4.6198	4.6943	4.7546	4.8075	4.8497
5.00	2.3667	2.6328	2.8863	3.1028	3.2893	3.4442	3.6007	3.7293	3.8608	3.9733	4.1418	4.2870	4.4103	4.4692	4.5657	4.6692	4.7448	4.8059	4.8594	4.9021
5.05	2.4000	2.6665	2.9206	3.1376	3.3248	3.4803	3.6379	3.7674	3.9002	4.0139	4.1841	4.3309	4.4560	4.5159	4.6135	4.7186	4.7954	4.8573	4.9114	4.9546
5.10	2.4336	2.7005	2.9551	3.1727	3.3606	3.5166	3.6753	3.8056	3.9398	4.0545	4.2266	4.3750	4.5017	4.5627	4.6613	4.7681	4.8460	4.9087	4.9634	5.0071
5.15	2.4675	2.7348	2.9899	3.2079	3.3965	3.5530	3.7128	3.8440	3.9794	4.0953	4.2691	4.4191	4.5475	4.6096	4.7091	4.8176	4.8967	4.9602	5.0155	5.0597
5.20	2.5017	2.7694	3.0249	3.2435	3.4327	3.5897	3.7505	3.8825	4.0193	4.1362	4.3117	4.4634	4.5934	4.6565	4.7571	4.8672	4 9475	5.0117	5.0676	5.1122
5.25	2.5363	2.8043	3.0602	3.2792	3.4690	3.6265	3.7883	3.9212	4.0592	4.1773	4.3544	4.5077	4.6394	4.7035	4.8051	4.9168	4.9983	5.0633	5.1198	5.1648
5.30	2.5711	2.8394	3.0957	3.3152	3.5056	3.6636	3.8263	3.9600	4.0993	4.2185	4.3972	4.5521	4.6854	4.7506	4.8532	4.9665	5.0492	5.1149	5.1720	5.2175
5.35	2.6063	2.8749	3.1315	3.3514	3.5424	3.7008	3.8645	3.9990	4.1395	4.2598	4.4402	4.5966	4.7315	4.7978	4.9014	5.0163	5.1001	5.1666	5.2243	5.2701
5.40	2.6418	2.9106	3.1675	3.3878	3.5794	3.7383	3.9028	4.0382	4.1799	4.3012	4.4832	4.6412	4.7777	4.8451	4.9496	5.0661	5.1511	5.2183	5.2766	5.3228
5.45	2.6777	2.9466	3.2038	3.4245	3.6166	3.7759	3.9413	4.0775	4.2204	4.3427	4.5264	4.6859	4.8240	4.8924	4.9980	5.1161	5.2022	5.2701	5.3290	5.3756
5.50	2.7138	2.9829	3.2403	3.4613	3.6540	3.8138	3.9800	4.1170	4.2611	4.3844	4.5697	4.7307	4.8704	4.9398	5.0464	5.1660	5.2533	5.3219	5.3814	5.4284
5.55	2.7503	3.0195	3.2771	3.4985	3.6917	3.8518	4.0189	4.1567	4.3019	4.4262	4.6132	4.7756	4.9168	4.9873	5.0948	5.2161	5.3045	5.3739	5.4339	5.4813
5.60	2.7871	3.0564	3.3141	3.5358	3.7296	3.8901	4.0580	4.1965	4.3429	4.4681	4.6567	4.8206	4.9633	5.0348	5.1434	5.2662	5.3557	5.4258	5.4864	5.5342
5.65	2.8242	3.0935	3.3515	3.5735	3.7677	3.9286	4.0972	4.2365	4.3840	4.5102	4.7004	4.8656	5.0099	5.0824	5.1920	5.3163	5.4070	5.4779	5.5390	5.5871

5.70	2.8616	3.1309	3.3890	3.6113	3.8060	3.9673	4.1367	4.2767	4.4253	4.5524	4.7441	4.9108	5.0566	5.1301	5.2408	5.3666	5.4584	5.5299	5.5916	5.6401
5.75	2.8993	3.1686	3.4269	3.6494	3.8445	4.0063	4.1763	4.3171	4.4667	4.5948	4.7880	4.9561	5.1034	5.1779	5.2896	5.4169	5.5098	5.5821	5.6443	5.6931
5.80	2.9373	3.2065	3.4649	3.6878	3.8833	4.0454	4.2162	4.3577	4.5083	4.6373	4.8321	5.0015	5.1503	5.2258	5.3385	5.4673	5.5613	5.6343	5.6970	5.7462
5.85	2.9756	3.2448	3.5033	3.7263	3.9223	4.0848	4.2562	4.3984	4.5500	4.6799	4.8762	5.0470	5.1973	5.2738	5.3875	5.5177	5.6129	5.6865	5.7498	5.7993
5.90	3.0142	3.2833	3.5420	3.7652	3.9615	4.1243	4.2965	4.4394	4.5919	4.7227	4.9205	5.0926	5.2443	5.3219	5.4365	5.5682	5.6645	5.7389	5.8026	5.8525
5.95	3.0531	3.3221	3.5809	3.8042	4.0010	4.1641	4.3369	4.4805	4.6339	4.7656	4.9649	5.1383	5.2915	5.3701	5.4857	5.6188	5.7162	5.7913	5.8555	5.9057
6.00	3.0924	3.3612	3.6202	3.8436	4.0407	4.2042	4.3775	4.5218	4.6761	4.8087	5.0094	5.1841	5.3387	5.4184	5.5349	5.6694	5.7680	5.8438	5.9084	5.9590
6.05	3.1319	3.4006	3.6596	3.8832	4.0807	4.2444	4.4183	4.5633	4.7184	4.8519	5.0541	5.2301	5.3861	5.4668	5.5843	5.7201	5.8198	5.8963	5.9614	6.0123
6.10	3.1718	3.4403	3.6994	3.9231	4.1208	4.2849	4.4593	4.6049	4.7609	4.8952	5.0988	5.2761	5.4335	5.5153	5.6337	5.7709	5.8717	5.9489	6.0144	6.0657
6.15	3.2119	3.4802	3.7393	3.9632	4.1612	4.3256	4.5005	4.6467	4.8036	4.9386	5.1437	5.3223	5.4811	5.5638	5.6832	5.8218	5.9236	6.0015	6.0675	6.1191
6.20	3.2523	3.5204	3.7796	4.0036	4.2018	4.3665	4.5419	4.6887	4.8464	4.9822	5.1888	5.3686	5.5287	5.6124	5.7328	5.8727	5.9756	6.0542	6.1206	6.1726
6.25	3.2930	3.5609	3.8201	4.0442	4.2426	4.4076	4.5835	4.7309	4.8894	5.0259	5.2339	5.4150	5.5765	5.6611	5.7825	5.9237	6.0277	6.1070	6.1738	6.2261
6.30	3.3339	3.6016	3.8609	4.0851	4.2836	4.4489	4.6253	4.7733	4.9325	5.0698	5.2792	5.4615	5.6243	5.7099	5.8323	5.9747	6.0798	6.1598	6.2270	6.2797
6.35	3.3752	3.6427	3.9019	4.1262	4.3249	4.4905	4.6674	4.8159	4.9758	5.1139	5.3246	5.5081	5.6723	5.7588	5.8821	6.0259	6.1320	6.2127	6.2803	6.3333
6.40	3.4168	3.6840	3.9432	4.1676	4.3664	4.5322	4.7096	4.8587	5.0192	5.1581	5.3701	5.5548	5.7203	5.8078	5.9321	6.0771	6.1843	6.2656	6.3336	6.3869
6.45	3.4587	3.7256	3.9848	4.2092	4.4081	4.5742	4.7521	4.9016	5.0629	5.2025	5.4158	5.6016	5.7685	5.8569	5.9821	6.1283	6.2367	6.3186	6.3870	6.4406
6.50	3.5009	3.7675	4.0266	4.2511	4.4501	4.6165	4.7948	4.9448	5.1067	5.2470	5.4616	5.6486	5.8167	5.9061	6.0322	6.1797	6.2891	6.3716	6.4404	6.4943
6.55	3.5434	3.8097	4.0687	4.2932	4.4923	4.6589	4.8377	4.9881	5.1506	5.2917	5.5076	5.6957	5.8651	5.9554	6.0824	6.2311	6.3416	6.4248	6.4939	6.5481
6.60	3.5862	3.8522	4.1110	4.3356	4.5347	4.7016	4.8808	5.0316	5.1948	5.3365	5.5536	5.7429	5.9135	6.0048	6.1327	6.2826	6.3941	6.4779	6.5475	6.6019
6.65	3.6295	3.8949	4.1537	4.3783	4.5774	4.7444	4.9241	5.0752	5.2391	5.3815	5.5998	5.7902	5.9621	6.0543	6.1831	6.3342	6.4467	6.5312	6.6011	6.6558
6.70	3.6731	3.9379	4.1965	4.4212	4.6203	4.7875	4.9676	5.1191	5.2836	5.4266	5.6462	5.8376	6.0107	6.1039	6.2335	6.3858	6.4994	6.5845	6.6548	6.7097
6.75	3.7167	3.9812	4.2397	4.4644	4.6635	4.8307	5.0113	5.1632	5.3282	5.4718	5.6926	5.8852	6.0595	6.1536	6.2841	6.4376	6.5521	6.6378	6.7085	6.7638
6.80	3.7606	4.0247	4.2831	4.5078	4.7069	4.8742	5.0552	5.2075	5.3731	5.5172	5.7392	5.9329	6.1083	6.2034	6.3347	6.4894	6.6049	6.6913	6.7623	6.8178
6.85	3.8048	4.0685	4.3267	4.5516	4.7505	4.9179	5.0993	5.2520	5.4181	5.5628	5.7859	5.9807	6.1573	6.2533	6.3854	6.5414	6.6578	6.7447	6.8162	6.8720
6.90	3.8493	4.1126	4.3707	4.5955	4.7944	4.9619	5.1436	5.2966	5.4633	5.6085	5.8328	6.0286	6.2064	6.3032	6.4362	6.5934	6.7107	6.7983	6.8701	6.9261
6.95	3.8940	4.1570	4.4148	4.6397	4.8385	5.0060	5.1881	5.3414	5.5087	5.6544	5.8798	6.0766	6.2556	6.3533	6.4870	6.6455	6.7637	6.8518	6.9241	6.9804
7.00	3.9390	4.2017	4.4593	4.6840	4.8829	5.0504	5.2328	5.3864	5.5542	5.7004	5.9269	6.1248	6.3050	6.4034	6.5380	6.6976	6.8168	6.9055	6.9781	7.0346
7.05	3.9843	4.2466	4.5040	4.7287	4.9275	5.0950	5.2777	5.4316	5.6000	5.7466	5.9742	6.1731	6.3544	6.4537	6.5890	6.7499	6.8699	6.9592	7.0322	7.0890
7.10	4.0299	4.2918	4.5490	4.7735	4.9723	5.1398	5.3228	5.4770	5.6459	5.7930	6.0216	6.2215	6.4040	6.5040	6.6402	6.8022	6.9231	7.0130	7.0863	7.1433
7.15	4.0758	4.3373	4.5943	4.8187	5.0174	5.1849	5.3680	5.5226	5.6919	5.8395	6.0692	6.2701	6.4536	6.5545	6.6914	6.8545	6.9764	7.0668	7.1405	7.1978
7.20	4.1220	4.3830	4.6398	4.8640	5.0627	5.2301	5.4135	5.5684	5.7382	5.8862	6.1169	6.3188	6.5034	6.6050	6.7428	6.9070	7.0297	7.1208	7.1947	7.2523
7.25	4.1685	4.4290	4.6856	4.9097	5.1082	5.2755	5.4591	5.6144	5.7846	5.9330	6.1648	6.3676	6.5533	6.6557	6.7942	6.9595	7.0831	7.1747	7.2490	7.3068
7.30	4.2153	4.4753	4.7316	4.9555	5.1539	5.3211	5.5050	5.6606	5.8312	5.9800	6.2128	6.4165	6.6033	6.7064	6.8457	7.0121	7.1365	7.2288	7.3034	7.3615
7.35	4.2623	4.5219	4.7779	5.0016	5.1998	5.3669	5.5510	5.7069	5.8780	6.0272	6.2610	6.4655	6.6534	6.7573	6.8973	7.0648	7.1900	7.2828	7.3578	7.4161
7.40	4.3096	4.5688	4.8244	5.0480	5.2460	5.4130	5.5973	5.7534	5.9249	6.0746	6.3093	6.5147	6.7036	6.8083	6.9490	7.1176	7.2436	7.3370	7.4123	7.4709
7.45	4.3572	4.6159	4.8712	5.0945	5.2924	5.4592	5.6437	5.8001	5.9721	6.1222	6.3578	6.5640	6.7539	6.8594	7.0008	7.1705	7.2973	7.3912	7.4669	7.5256
7.50	4.4051	4.6633	4.9182	5.1414	5.3390	5.5057	5.6904	5.8470	6.0194	6.1699	6.4063	6.6135	6.8043	6.9106	7.0527	7.2234	7.3511	7.4455	7.5215	7.5805
7.55	4.4533	4.7110	4.9655	5.1884	5.3859	5.5524	5.7372	5.8941	6.0668	6.2178	6.4551	6.6631	6.8549	6.9619	7.1047	7.2765	7.4049	7.4999	7.5762	7.6354
7.60	4.5018	4.7589	5.0130	5.2358	5.4330	5.5993	5.7843	5.9414	6.1145	6.2658	6.5039	6.7128	6.9055	7.0133	7.1568	7.3296	7.4588	7.5543	7.6310	7.6904
7.65	4.5507	4.8071	5.0608	5.2833	5.4803	5.6465	5.8315	5.9889	6.1623	6.3140	6.5529	6.7627	6.9563	7.0648	7.2090	7.3828	7.5128	7.6088	7.6858	7.7454

p_r	Псевдокритическая температура T_r																		
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
7.70	4.6000	4.8555	5.1088	5.3312	5.5279	5.6938	5.8790	6.0366	6.2103	6.3623	6.6021	6.8127	7.0072	7.1164	7.2613	7.4361	7.5668	7.6633	7.7407	7.8005
7.75	4.6593	4.9042	5.1571	5.3792	5.5757	5.7414	5.9267	6.0845	6.2585	6.4108	6.6513	6.8628	7.0582	7.1681	7.3137	7.4894	7.6209	7.7180	7.7956	7.8556
7.80	4.6989	4.9532	5.2056	5.4275	5.6237	5.7893	5.9746	6.1326	6.3068	6.4595	6.7008	6.9130	7.1094	7.2200	7.3662	7.5429	7.6751	7.7727	7.8506	7.9108
7.85	4.7488	5.0025	5.2544	5.4760	5.6719	5.8373	6.0227	6.1808	6.3554	6.5084	6.7503	6.9634	7.1606	7.2719	7.4188	7.5964	7.7293	7.8274	7.9056	7.9660
7.90	4.7989	5.0520	5.3034	5.5248	5.7203	5.8856	6.0710	6.2293	6.4041	6.5574	6.8001	7.0139	7.2120	7.3240	7.4715	7.6500	7.7836	7.8823	7.9607	8.0213
7.95	4.8493	5.1018	5.3528	5.5738	5.7689	5.9341	6.1195	6.2780	6.4531	6.6066	6.8500	7.0646	7.2635	7.3761	7.5243	7.7037	7.8380	7.9372	8.0159	8.0767
8.00	4.9000	5.1519	5.4024	5.6231	5.8177	5.9828	6.1682	6.3269	6.5022	6.6560	6.9000	7.1154	7.3151	7.4284	7.5772	7.7575	7.8925	7.9923	8.0711	8.1321
8.05	4.9510	5.2023	5.4522	5.6726	5.8667	6.0318	6.2171	6.3760	6.5515	6.7056	6.9501	7.1663	7.3668	7.4808	7.6302	7.8115	7.9470	8.0472	8.1264	8.1877
8.10	5.0022	5.2530	5.5024	5.7224	5.9160	6.0810	6.2662	6.4253	6.6010	6.7554	7.0004	7.2174	7.4186	7.5333	7.6832	7.8655	8.0016	8.1023	8.1818	8.2432
8.15	5.0537	5.3039	5.5528	5.7724	5.9654	6.1305	6.3155	6.4748	6.6507	6.8054	7.0509	7.2686	7.4706	7.5859	7.7364	7.9195	8.0563	8.1574	8.2373	8.2989
8.20	5.1054	5.3551	5.6035	5.8226	6.0151	6.1801	6.3650	6.5245	6.7006	6.8555	7.1015	7.3199	7.5226	7.6386	7.7896	7.9737	8.1111	8.2126	8.2928	8.3546
8.25	5.1575	5.4065	5.6544	5.8731	6.0650	6.2300	6.4147	6.5744	6.7507	6.9057	7.1523	7.3713	7.5748	7.6914	7.8430	8.0279	8.1660	8.2679	8.3484	8.4103
8.30	5.2098	5.4582	5.7056	5.9238	6.1151	6.2801	6.4646	6.6245	6.8010	6.9562	7.2032	7.4229	7.6272	7.7443	7.8964	8.0823	8.2209	8.3232	8.4040	8.4662
8.35	5.2624	5.5102	5.7570	5.9748	6.1655	6.3304	6.5148	6.6747	6.8514	7.0068	7.2544	7.4746	7.6796	7.7974	7.9500	8.1367	8.2759	8.3787	8.4597	8.5221
8.40	5.3153	5.5624	5.8087	6.0259	6.2161	6.3809	6.5651	6.7252	6.9021	7.0576	7.3056	7.5265	7.7322	7.8505	8.0036	8.1912	8.3310	8.4342	8.5155	8.5781
8.45	5.3684	5.6149	5.8606	6.0773	6.2670	6.4316	6.6157	6.7759	6.9529	7.1086	7.3570	7.5785	7.7848	7.9038	8.0574	8.2458	8.3861	8.4897	8.5714	8.6341
8.50	5.4218	5.6677	5.9128	6.1290	6.3181	6.4826	6.6666	6.8268	7.0040	7.1597	7.4086	7.6306	7.8377	7.9571	8.1112	8.3004	8.4413	8.5454	8.6273	8.6902
8.55	5.4754	5.7207	5.9652	6.1808	6.3694	6.5337	6.7176	6.8779	7.0552	7.2110	7.4602	7.6829	7.8906	8.0106	8.1652	8.3552	8.4966	8.6011	8.6833	8.7464
8.60	5.5293	5.7740	6.0179	6.2330	6.4210	6.5851	6.7689	6.9292	7.1066	7.2625	7.5121	7.7353	7.9437	8.0642	8.2192	8.4100	8.5520	8.6569	8.7394	8.8026
8.65	5.5835	5.8275	6.0708	6.2853	6.4728	6.6367	6.8204	6.9807	7.1582	7.3142	7.5641	7.7879	7.9969	8.1179	8.2734	8.4650	8.6075	8.7127	8.7955	8.8590
8.70	5.6380	5.8813	6.1240	6.3379	6.5249	6.6885	6.8721	7.0324	7.2100	7.3660	7.6163	7.8406	8.0502	8.1718	8.3277	8.5200	8.6631	8.7687	8.8517	8.9154
8.75	5.6927	5.9353	6.1774	6.3907	6.5772	6.7406	6.9241	7.0843	7.2620	7.4181	7.6687	7.8934	8.1037	8.2257	8.3821	8.5751	8.7187	8.8247	8.9080	8.9718
8.80	5.7477	5.9896	6.2310	6.4437	6.6298	6.7928	6.9762	7.1364	7.3141	7.4703	7.7211	7.9464	8.1572	8.2798	8.4366	8.6303	8.7744	8.8808	8.9643	9.0284
8.85	5.8029	6.0442	6.2849	6.4970	6.6826	6.8453	7.0286	7.1887	7.3665	7.5227	7.7738	7.9995	8.2109	8.3339	8.4912	8.6856	8.8302	8.9369	9.0207	9.0850
8.90	5.8584	6.0990	6.3390	6.5505	6.7356	6.8980	7.0811	7.2412	7.4190	7.5752	7.8266	8.0528	8.2648	8.3882	8.5459	8.7410	8.8860	8.9932	9.0772	9.1417
8.95	5.9142	6.1540	6.3934	6.6043	6.7888	6.9509	7.1339	7.2939	7.4717	7.6279	7.8796	8.1062	8.3187	8.4426	8.6007	8.7965	8.9420	9.0495	9.1338	9.1985
9.00	5.9703	6.2093	6.4480	6.6582	6.8423	7.0040	7.1868	7.3468	7.5246	7.6808	7.9327	8.1597	8.3728	8.4971	8.6556	8.8521	8.9980	9.1059	9.1904	9.2553
9.05	6.0266	6.2648	6.5029	6.7124	6.8960	7.0573	7.2400	7.3999	7.5777	7.7339	7.9860	8.2134	8.4270	8.5518	8.7106	8.9078	9.0542	9.1624	9.2471	9.3123
9.10	6.0832	6.3206	6.5580	6.7669	6.9499	7.1109	7.2933	7.4532	7.6310	7.7872	8.0394	8.2672	8.4813	8.6065	8.7658	8.9636	9.1104	9.2189	9.3039	9.3692
9.15	6.1401	6.3766	6.6134	6.8215	7.0041	7.1646	7.3469	7.5067	7.6844	7.8407	8.0930	8.3212	8.5358	8.6614	8.8210	9.0195	9.1668	9.2756	9.3608	9.4263
9.20	6.1972	6.4329	6.6689	6.8765	7.0585	7.2186	7.4006	7.5603	7.7381	7.8943	8.1468	8.3753	8.5904	8.7165	8.8764	9.0755	9.2232	9.3323	9.4178	9.4834
9.25	6.2546	6.4894	6.7248	6.9316	7.1131	7.2728	7.4546	7.6142	7.7919	7.9481	8.2008	8.4295	8.6452	8.7716	8.9318	9.1316	9.2798	9.3890	9.4748	9.5406
9.30	6.3123	6.5462	6.7808	6.9870	7.1679	7.3272	7.5088	7.6682	7.8459	8.0021	8.2549	8.4839	8.7000	8.8269	8.9874	9.1879	9.3364	9.4459	9.5319	9.5979
9.35	6.3703	6.6032	6.8372	7.0426	7.2230	7.3819	7.5632	7.7225	7.9001	8.0562	8.3092	8.5384	8.7550	8.8822	9.0430	9.2442	9.3932	9.5028	9.5891	9.6552
9.40	6.4285	6.6605	6.8937	7.0985	7.2783	7.4367	7.6179	7.7769	7.9545	8.1105	8.3636	8.5931	8.8102	8.9377	9.0988	9.3007	9.4500	9.5599	9.6464	9.7127

9.45	6.4870	6.7180	6.9506	7.1546	7.3338	7.4918	7.6727	7.8316	8.0091	8.1650	8.4182	8.6479	8.8654	8.9933	9.1547	9.3572	9.5070	9.6170	9.7038	9.7701
9.50	6.5458	6.7758	7.0076	7.2109	7.3896	7.5472	7.7278	7.8865	8.0639	8.2197	8.4729	8.7029	8.9208	9.0490	9.2107	9.4139	9.5640	9.6742	9.7612	9.8277
9.55	6.6048	6.8339	7.0650	7.2675	7.4456	7.6027	7.7830	7.9416	8.1188	8.2746	8.5279	8.7581	8.9763	9.1049	9.2669	9.4706	9.6211	9.7315	9.8187	9.8853
9.60	6.6640	6.8922	7.1225	7.3243	7.5018	7.6585	7.8385	7.9969	8.1740	8.3296	8.5829	8.8134	9.0319	9.1608	9.3231	9.5275	9.6783	9.7889	9.8763	9.9430
9.65	6.7236	6.9508	7.1803	7.3814	7.5583	7.7145	7.8941	8.0524	8.2293	8.3848	8.6382	8.8688	9.0877	9.2169	9.3795	9.5845	9.7356	9.8464	9.9340	10.0008
9.70	6.7835	7.0096	7.2384	7.4386	7.6150	7.7707	7.9500	8.1081	8.2848	8.4401	8.6935	8.9244	9.1436	9.2732	9.4360	9.6416	9.7930	9.9039	9.9918	10.0586
9.75	6.8436	7.0687	7.2966	7.4962	7.6720	7.8272	8.0061	8.1640	8.3404	8.4957	8.7491	8.9801	9.1997	9.3295	9.4926	9.6988	9.8505	9.9616	10.0496	10.1166
9.80	6.9040	7.1280	7.3552	7.5539	7.7292	7.8838	8.0624	8.2201	8.3963	8.5514	8.8048	9.0360	9.2558	9.3860	9.5493	9.7561	9.9081	10.0193	10.1075	10.1746
9.85	6.9646	7.1876	7.4139	7.6119	7.7866	7.9407	8.1189	8.2764	8.4523	8.6073	8.8608	9.0920	9.3121	9.4426	9.6061	9.8136	9.9657	10.0772	10.1655	10.2326
9.90	7.0255	7.2475	7.4730	7.6702	7.8442	7.9977	8.1756	8.3329	8.5086	8.6634	8.9168	9.1482	9.3686	9.4993	9.6631	9.8711	10.0235	10.1351	10.2235	10.2908
9.95	7.0867	7.3076	7.5322	7.7286	7.9020	8.0550	8.2326	8.3896	8.5650	8.7196	8.9731	9.2046	9.4251	9.5561	9.7201	9.9288	10.0813	10.1931	10.2816	10.3490
10.00	7.1481	7.3680	7.5917	7.7873	7.9601	8.1124	8.2897	8.4465	8.6216	8.7760	9.0295	9.2611	9.4819	9.6131	9.7773	9.9865	10.1393	10.2512	10.3398	10.4073
10.05	7.2098	7.4286	7.6514	7.8462	8.0184	8.1701	8.3471	8.5036	8.6784	8.8326	9.0860	9.3178	9.5387	9.6702	9.8345	10.0444	10.1973	10.3093	10.3981	10.4657
10.10	7.2717	7.4895	7.7114	7.9053	8.0769	8.2280	8.4046	8.5609	8.7354	8.8894	9.1428	9.3746	9.5957	9.7274	9.8919	10.1023	10.2555	10.3676	10.4565	10.5241
10.15	7.3339	7.5506	7.7716	7.9647	8.1357	8.2861	8.4624	8.6184	8.7926	8.9464	9.1997	9.4316	9.6529	9.7847	9.9494	10.1604	10.3137	10.4259	10.5149	10.5827
10.20	7.3964	7.6120	7.8320	8.0243	8.1946	8.3445	8.5203	8.6761	8.8499	9.0036	9.2568	9.4887	9.7101	9.8421	10.0070	10.2185	10.3720	10.4843	10.5734	10.6413
10.25	7.4591	7.6736	7.8927	8.0842	8.2538	8.4030	8.5785	8.7340	8.9075	9.0609	9.3140	9.5460	9.7675	9.8997	10.0648	10.2768	10.4304	10.5428	10.6320	10.7000
10.30	7.5221	7.7355	7.9536	8.1442	8.3132	8.4619	8.6369	8.7920	8.9652	9.1184	9.3714	9.6034	9.8251	9.9573	10.1227	10.3351	10.4889	10.6014	10.6907	10.7588
10.35	7.5854	7.7976	8.0148	8.2045	8.3728	8.5209	8.6955	8.8503	9.0232	9.1761	9.4289	9.6610	9.8827	10.0151	10.1807	10.3936	10.5475	10.6601	10.7495	10.8176
10.40	7.6490	7.8600	8.0762	8.2651	8.4326	8.5802	8.7543	8.9087	9.0813	9.2340	9.4866	9.7187	9.9406	10.0731	10.2388	10.4521	10.6062	10.7188	10.8083	10.8766
10.45	7.7128	7.9226	8.1379	8.3258	8.4926	8.6397	8.8133	8.9674	9.1396	9.2921	9.5445	9.7766	9.9985	10.1311	10.2970	10.5108	10.6650	10.7777	10.8672	10.9356
10.50	7.7769	7.9855	8.1998	8.3869	8.5529	8.6994	8.8725	9.0262	9.1981	9.3504	9.6025	9.8346	10.0566	10.1893	10.3554	10.5695	10.7239	10.8366	10.9262	10.9947
10.55	7.8413	8.0486	8.2620	8.4481	8.6134	8.7593	8.9319	9.0853	9.2568	9.4089	9.6607	9.8928	10.1147	10.2476	10.4139	10.6284	10.7829	10.8956	10.9853	11.0539
10.60	7.9059	8.1120	8.3244	8.5096	8.6741	8.8194	8.9916	9.1445	9.3157	9.4675	9.7190	9.9511	10.1731	10.3061	10.4725	10.6874	10.8420	10.9547	11.0445	11.1131
10.65	7.9708	8.1756	8.3871	8.5713	8.7351	8.8797	9.0514	9.2040	9.3747	9.5263	9.7776	10.0095	10.2315	10.3647	10.5313	10.7465	10.9012	11.0138	11.1037	11.1725
10.70	8.0360	8.2395	8.4500	8.6332	8.7963	8.9402	9.1115	9.2636	9.4340	9.5852	9.8363	10.0681	10.2902	10.4235	10.5902	10.8057	10.9604	11.0731	11.1630	11.2319
10.75	8.1015	8.3036	8.5132	8.6954	8.8577	9.0010	9.1717	9.3234	9.4934	9.6444	9.8951	10.1268	10.3489	10.4824	10.6492	10.8650	11.0197	11.1324	11.2224	11.2913
10.80	8.1673	8.3680	8.5765	8.7578	8.9194	9.0619	9.2322	9.3834	9.5531	9.7037	9.9542	10.1857	10.4078	10.5414	10.7084	10.9244	11.0791	11.1919	11.2819	11.3509
10.85	8.2333	8.4327	8.6402	8.8205	8.9813	9.1231	9.2928	9.4436	9.6129	9.7633	10.0134	10.2447	10.4668	10.6006	10.7677	10.9839	11.1386	11.2514	11.3415	11.4105
10.90	8.2996	8.4976	8.7040	8.8833	9.0434	9.1845	9.3537	9.5040	9.6729	9.8230	10.0728	10.3039	10.5260	10.6599	10.8271	11.0435	11.1982	11.3111	11.4011	11.4702
10.95	8.3662	8.5628	8.7681	8.9465	9.1057	9.2462	9.4147	9.5646	9.7331	9.8829	10.1323	10.3633	10.5854	10.7194	10.8866	11.1032	11.2579	11.3708	11.4609	11.5300
11.00	8.4330	8.6282	8.8325	9.0098	9.1683	9.3080	9.4760	9.6254	9.7935	9.9430	10.1921	10.4229	10.6449	10.7790	10.9463	11.1630	11.3177	11.4307	11.5207	11.5899
11.05	8.5001	8.6939	8.8970	9.0735	9.2311	9.3701	9.5375	9.6864	9.8541	10.0033	10.2519	10.4826	10.7046	10.8388	11.0061	11.2229	11.3776	11.4906	11.5806	11.6499
11.10	8.5674	8.7598	8.9619	9.1373	9.2941	9.4325	9.5992	9.7476	9.9148	10.0638	10.3120	10.5425	10.7643	10.8986	11.0660	11.2829	11.4376	11.5506	11.6406	11.7099
11.15	8.6350	8.8260	9.0269	9.2014	9.3574	9.4950	9.6611	9.8089	9.9758	10.1244	10.3722	10.6025	10.8242	10.9586	11.1261	11.3430	11.4977	11.6107	11.7007	11.7701
11.20	8.7029	8.8924	9.0922	9.2658	9.4209	9.5578	9.7232	9.8705	10.0369	10.1852	10.4326	10.6627	10.8842	11.0188	11.1862	11.4032	11.5579	11.6709	11.7609	11.8906
11.25	8.7710	8.9591	9.1577	9.3303	9.4847	9.6207	9.7856	9.9322	10.0983	10.2462	10.4931	10.7230	10.9444	11.0790	11.2465	11.4635	11.6182	11.7312	11.8212	11.8303
11.30	8.8394	9.0260	9.2235	9.3952	9.5487	9.6839	9.8481	9.9942	10.1598	10.3074	10.5539	10.7835	11.0047	11.1394	11.3069	11.5239	11.6786	11.7916	11.8816	11.9510
11.35	8.9080	9.0932	9.2895	9.4602	9.6129	9.7472	9.9109	10.0563	10.2215	10.3687	10.6148	10.8441	11.0652	11.1999	11.3674	11.5844	11.7391	11.8521	11.9421	12.0114
11.40	8.9769	9.1606	9.3558	9.5255	9.6773	9.8108	9.9738	10.1187	10.2834	10.4302	10.6759	10.9049	11.1258	11.2605	11.4280	11.6450	11.7998	11.9127	12.0027	12.0720

p_r	Псевдокритическая температура T_r																			
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
11.45	9.0461	9.2283	9.4223	9.5910	9.7419	9.8745	10.0370	10.1812	10.3454	10.4919	10.7372	10.9658	11.1866	11.3213	11.4887	11.7057	11.8605	11.9734	12.0633	12.1326
11.50	9.1155	9.2962	9.4891	9.6568	9.8068	9.9385	10.1003	10.2440	10.4077	10.5538	10.7986	11.0269	11.2475	11.3821	11.5496	11.7666	11.9214	12.0342	12.1241	12.1933
11.55	9.1852	9.3644	9.5561	9.7228	9.8719	10.0027	10.1639	10.3069	10.4701	10.6159	10.8603	11.0882	11.3086	11.4432	11.6106	11.8276	11.9823	12.0951	12.1849	12.2541
11.60	9.2552	9.4329	9.6234	9.7890	9.9372	10.0671	10.2276	10.3700	10.5328	10.6782	10.9221	11.1496	11.3698	11.5043	11.6717	11.8887	12.0434	12.1561	12.2459	12.3150
11.65	9.3254	9.5016	9.6909	9.8555	10.0028	10.1318	10.2916	10.4333	10.5956	10.7407	10.9840	11.2112	11.4312	11.5656	11.7330	11.9499	12.1045	12.2172	12.3069	12.3760
11.70	9.3959	9.5706	9.7587	9.9221	10.0685	10.1966	10.3557	10.4968	10.6586	10.8033	11.0462	11.2729	11.4927	11.6271	11.7944	12.0112	12.1657	12.2783	12.3680	12.4370
11.75	9.4666	9.6398	9.8267	9.9890	10.1345	10.2618	10.4201	10.5605	10.7218	10.8662	11.1085	11.3348	11.5544	11.6886	11.8559	12.0726	12.2270	12.3396	12.4292	12.4982
11.80	9.5376	9.7093	9.8950	10.0562	10.2007	10.3271	10.4846	10.6244	10.7851	10.9292	11.1710	11.3968	11.6162	11.7504	11.9175	12.1341	12.2884	12.4009	12.4905	12.5594
11.85	9.6089	9.7790	9.9635	10.1235	10.2671	10.3927	10.5494	10.6885	10.8487	10.9924	11.2337	11.4590	11.6782	11.8122	11.9793	12.1957	12.3499	12.4624	12.5519	12.6208
11.90	9.6804	9.8490	10.0323	10.1912	10.3337	10.4584	10.6144	10.7528	10.9124	11.0558	11.2965	11.5214	11.7402	11.8742	12.0412	12.2574	12.4115	12.5239	12.6133	12.6822
11.95	9.7522	9.9192	10.1013	10.2590	10.4005	10.5244	10.6796	10.8173	10.9764	11.1194	11.3596	11.5840	11.8025	11.9363	12.1032	12.3193	12.4732	12.5855	12.6748	12.7436
12.00	9.8242	9.9897	10.1706	10.3271	10.4676	10.5907	10.7450	10.8820	11.0405	11.1832	11.4228	11.6467	11.8648	11.9986	12.1653	12.3812	12.5350	12.6472	12.7364	12.8052
12.05	9.8965	10.0605	10.2401	10.3954	10.5349	10.6571	10.8106	10.9469	11.1048	11.2472	11.4861	11.7096	11.9274	12.0610	12.2275	12.4433	12.4969	12.7089	12.7981	12.8668
12.10	9.9691	10.1315	10.3099	10.4639	10.6024	10.7238	10.8764	11.0119	11.1693	11.3113	11.5497	11.7726	11.9900	12.1235	12.2899	12.5054	12.6588	12.7708	12.8599	12.9286
12.15	10.0419	10.2028	10.3799	10.5327	10.6702	10.7906	10.9424	11.0772	11.2340	11.3756	11.6133	11.8358	12.0529	12.1861	12.3524	12.5677	12.7209	12.8327	12.9218	12.9904
12.20	10.1150	10.2743	10.4502	10.6017	10.7382	10.8577	11.0086	11.1426	11.2989	11.4401	11.6772	11.8991	12.1158	12.2489	12.4150	12.6300	12.7830	12.8948	12.9838	13.0523
12.25	10.1884	10.3461	10.5207	10.6710	10.8064	10.9250	11.0750	11.2083	11.3640	11.5048	11.7412	11.9626	12.1790	12.3118	12.4778	12.6925	12.8453	12.9569	13.0458	13.1143
12.30	10.2620	10.4181	10.5915	10.7405	10.8748	10.9925	11.1416	11.2741	11.4292	11.5697	11.8055	12.0262	12.2422	12.3748	12.5407	12.7550	12.9076	13.0192	13.1080	13.1764
12.35	10.3359	10.4904	10.6625	10.8102	10.9434	11.0603	11.2084	11.3402	11.4947	11.6347	11.8699	12.0900	12.3057	12.4380	12.6037	12.8177	12.9701	13.0815	13.1702	13.2386
12.40	10.4101	10.5629	10.7338	10.8802	11.0123	11.1282	11.2754	11.4064	11.5603	11.7000	11.9345	12.1540	12.3692	12.5013	12.6668	12.8804	13.0326	13.1439	13.2326	13.3009
12.45	10.4845	10.6357	10.8053	10.9504	11.0814	11.1964	11.3426	11.4728	11.6262	11.7654	11.9992	12.2181	12.4330	12.5648	12.7300	12.9433	13.0953	13.2064	13.2950	13.3633
12.50	10.5592	10.7088	10.8771	11.0209	11.1507	11.2648	11.4100	11.5394	11.6922	11.8310	12.0641	12.2824	12.4968	12.6283	12.7934	13.0063	13.1580	13.2689	13.3575	13.4257
12.55	10.6341	10.7821	10.9491	11.0915	11.2203	11.3334	11.4776	11.6062	11.7585	11.8967	12.1292	12.3468	12.5609	12.6920	12.8569	13.0694	13.2209	13.3316	13.4201	13.4883
12.60	10.7093	10.8557	11.0214	11.1624	11.2901	11.4023	11.5454	11.6732	11.8249	11.9627	12.1944	12.4114	12.6250	12.7559	12.9205	13.1326	13.2838	13.3943	13.4827	13.5509
12.65	10.7848	10.9295	11.0939	11.2336	11.3602	11.4713	11.6134	11.7404	11.8915	12.0288	12.2599	12.4762	12.6894	12.8198	12.9842	13.1959	13.3468	13.4572	13.5455	13.6136
12.70	10.8605	11.0036	11.1667	11.3049	11.4305	11.5406	11.6817	11.8078	11.9582	12.0952	12.3255	12.5411	12.7538	12.8839	13.0481	13.2593	13.4099	13.5201	13.6083	13.6764
12.75	10.9365	11.0779	11.2397	11.3766	11.5011	11.6101	11.7501	11.8754	12.0252	12.1617	12.3912	12.6062	12.8185	12.9481	13.1121	13.3228	13.4731	13.5831	13.6712	13.7392
12.80	11.0127	11.1525	11.3130	11.4484	11.5719	11.6798	11.8188	11.9432	12.0923	12.2284	12.4572	12.6714	12.8832	13.0125	13.1762	13.3864	13.5364	13.6462	13.7342	13.8022
12.85	11.0892	11.2274	11.3865	11.5205	11.6429	11.7498	11.8876	12.0112	12.1597	12.2953	12.5233	12.7368	12.9481	13.0770	13.2404	13.4501	13.5998	13.7094	13.7973	13.8652
12.90	11.1659	11.3025	11.4603	11.5928	11.7141	11.8199	11.9567	12.0794	12.2272	12.3623	12.5896	12.8023	13.0132	13.1416	13.3048	13.5139	13.6633	13.7727	13.8605	13.9283
12.95	11.2429	11.3779	11.5342	11.6654	11.7855	11.8903	12.0259	12.1478	12.2949	12.4295	12.6561	12.8680	13.0783	13.2064	13.3693	13.5778	13.7269	13.8360	13.9238	13.9915
13.00	11.3201	11.4535	11.6085	11.7382	11.8572	11.9608	12.0954	12.2163	12.3628	12.4969	12.7227	12.9338	13.1437	13.2713	13.4339	13.6418	13.7906	13.8995	13.9872	14.0548
13.05	11.3976	11.5294	11.6829	11.8112	11.9291	12.0316	12.1650	12.2851	12.4309	12.5645	12.7896	12.9998	13.2091	13.3364	13.4986	13.7059	13.8543	13.9630	14.0506	14.1182
13.10	11.4754	11.6055	11.7577	11.8845	12.0012	12.1026	12.2349	12.3541	12.4991	12.6323	12.8565	13.0659	13.2747	13.4015	13.5634	13.7701	13.9182	14.0266	14.1141	14.1816
13.15	11.5534	11.6819	11.8326	11.9580	12.0736	12.1738	12.3049	12.4233	12.5676	12.7003	12.9237	13.1322	13.3404	13.4668	13.6284	13.8344	13.9821	14.0903	14.1777	14.2452

13.20	11.6317	11.7585	11.9079	12.0318	12.1461	12.2453	12.3752	12.4926	12.6362	12.7684	12.9910	13.1987	13.4063	13.5322	13.6935	13.8989	14.0462	14.1541	14.2414	14.3083
13.25	11.7102	11.8354	11.9833	12.1057	12.2189	12.3169	12.4457	12.5622	12.7050	12.8367	13.0586	13.2653	13.4724	13.5978	13.7587	13.9634	14.1103	14.2180	14.3052	14.3725
13.30	11.7890	11.9125	12.0591	12.1799	12.2919	12.3888	12.5164	12.6319	12.7740	12.9052	13.1262	13.3321	13.5385	13.6635	13.8240	14.0281	14.1746	14.2819	14.3690	14.4363
13.35	11.8680	11.9899	12.1350	12.2544	12.3652	12.4609	12.5873	12.7019	12.8432	12.9739	13.1941	13.3990	13.6049	13.7294	13.8894	14.0928	14.2389	14.3460	14.4329	14.5001
13.40	11.9473	12.0676	12.2112	12.3290	12.4387	12.5332	12.6584	12.7720	12.9125	13.0427	13.2621	13.4661	13.6713	13.7953	13.9550	14.1577	14.3033	14.4101	14.4969	14.5641
13.45	12.0269	12.1455	12.2876	12.4039	12.5124	12.6058	12.7297	12.8423	12.9821	13.1117	13.3302	13.5333	13.7380	13.8614	14.0207	14.2226	14.3678	14.4743	14.5610	14.6281
13.50	12.1067	12.2237	12.3643	12.4790	12.5863	12.6785	12.8012	12.9128	13.0518	13.1809	13.3986	13.6007	13.8047	13.9277	14.0865	14.2877	14.4324	14.5386	14.6252	14.6922
13.55	12.1868	12.3021	12.4412	12.5543	12.6604	12.7515	12.8729	12.9835	13.1218	13.2503	13.4671	13.6682	13.8717	13.9940	14.1524	14.3528	14.4971	14.6030	14.6895	14.7564
13.60	12.2671	12.3808	12.5184	12.6299	12.7348	12.8246	12.9448	13.0544	13.1919	13.3199	13.5358	13.7359	13.9387	14.0605	14.2184	14.4181	14.5619	14.6675	14.7539	14.8207
13.65	12.3477	12.4598	12.5958	12.7057	12.8094	12.8980	13.0169	13.1255	13.2622	13.3896	13.6047	13.8037	14.0060	14.1271	14.2846	14.4834	14.6268	14.7320	14.8184	14.8851
13.70	12.4285	12.5390	12.6735	12.7817	12.8842	12.9717	13.0892	13.1968	13.3327	13.4595	13.6737	13.8717	14.0733	14.1939	14.3509	14.5489	14.6917	14.7967	14.8830	14.9495
13.75	12.5096	12.6185	12.7514	12.8580	12.9593	13.0455	13.1617	13.2683	13.4034	13.5296	13.7429	13.9398	14.1408	14.2608	14.4173	14.6144	14.7567	14.8614	14.9476	15.0141
13.80	12.5910	12.6982	12.8296	12.9344	13.0346	13.1196	13.2344	13.3400	13.4742	13.5999	13.8122	14.0081	14.2085	14.3278	14.4838	14.6801	14.8218	14.9263	15 0123	15.0787
13.85	12.6726	12.7782	12.9080	13.0112	13.1101	13.1938	13.3073	13.4119	13.5453	13.6704	13.8818	14.0766	14.2762	14.3950	14.5504	14.7458	14.8870	14.9912	15.0771	15.1434
13.90	12.7545	12.8585	12.9867	13.0881	13.1858	13.2683	13.3804	13.4840	13.6165	13.7410	13.9515	14.1452	14.3442	14.4623	14.6172	14.8117	14.9523	15.0563	15.1420	15.2082
13.95	12.8366	12.9390	13.0655	13.1653	13.2618	13.3430	13.4538	13.5562	13.6879	13.8118	14.0214	14.2140	14.4122	14.5298	14.6841	14.8776	15.0177	15.1213	15.2070	15.2730
14.00	12.9190	13.0198	13.1447	13.2427	13.3380	13.4179	13.5273	13.6287	13.7595	13.8827	14.0915	14.2829	14.4805	14.5973	14.7511	14.9437	15.0832	15.1865	15.2720	15.3380
14.05	13.0016	13.1008	13.2240	13.3204	13.4144	13.4930	13.6011	13.7013	13.8313	13.9539	14.1616	14.3520	14.5488	14.6651	14.8182	15.0098	15.1488	15.2517	15.3371	15.4039
14.10	13.0845	13.1821	13.3037	13.3982	13.4911	13.5683	13.6751	13.7742	13.9032	14.0252	14.2320	14.4212	14.6174	14.7329	14.8854	15.0761	15.2145	15.3171	15.4023	15.4681
14.15	13.1677	13.2636	13.3835	13.4764	13.5679	13.6439	13.7493	13.8472	13.9754	14.0967	14.3025	14.4906	14.6860	14.8009	14.9528	15.1424	15.2803	15.3825	15.4676	15.5333
14.20	13.2511	13.3454	13.4637	13.5547	13.6450	13.7196	13.8237	13.9205	14.0477	14.1684	14.3732	14.5601	14.7549	14.8689	15.0203	15.2089	15.3462	15.4480	15.5330	15.5986
14.25	13.3348	13.4275	13.5440	13.6334	13.7223	13.7956	13.8983	13.9939	14.1203	14.2403	14.4441	14.6298	14.8238	14.9372	15.0879	15.2754	15.4122	15.5136	15.5985	15.6640
14.30	13.4187	13.5098	13.6246	13.7122	13.7998	13.8719	13.9731	14.0676	14.1930	14.3124	14.5151	14.6996	14.8930	15.0055	15.1556	15.3421	15.4783	15.5793	15.6641	15.7294
14.35	13.5029	13.5923	13.7054	13.7913	13.8776	13.9483	14.0481	14.1414	14.2659	14.3846	14.5864	14.7696	14.9622	15.0740	15.2234	15.4088	15.5444	15.6451	15.7297	15.7950
14 40	13.5873	13.6750	13.7865	13.8707	13.9555	14.0250	14.1233	14.2154	14.3390	14.4570	14.6578	14.8397	15 0317	15.1427	15.2914	15.4757	15.6106	15.7109	15.7954	15.8606
14.45	13.6720	13.7581	13.8678	13.9502	14.0337	14.1019	14.1987	14.2896	14.4123	14.5296	14.7293	14.9100	15.1012	15.2114	15.3594	15.5426	15.6769	15.7769	15.8612	15.9263
14.50	13.7570	13.8414	13.9494	14.0300	14.1121	14.1790	14.2743	14.3640	14.4858	14.6024	14.8011	14.9804	15.1710	15.2803	15.4276	15.6097	15.7433	15.8429	15.9271	15.9921
14.55	13.8422	13.9250	14.0312	14.1101	14.1907	14.2563	14.3502	14.4386	14.5595	14.6754	14.8730	15.0510	15.2408	15.3493	15.4959	15.6768	15.8098	15.9091	15.9931	16.0579
14.60	13.9277	14.0088	14.1133	14.1903	14.2696	14.3338	14.4263	14.5134	14.6334	14.7485	14.9451	15.1218	15.3108	15.4185	15.5643	15.7441	15.8764	15.9753	16.0592	16.1239
14.65	14.0134	14.0929	14.1955	14.2709	14.3487	14.4115	14.5026	14.5884	14.7075	14.8218	15.0173	15.1927	15.3808	15.4878	15.6329	15.8114	15.9431	16.0417	16.1254	16.1899
14.70	14.0994	14.1772	14.2781	14.3516	14.4280	14.4894	14.5791	14.6636	14.7818	14.8953	15.0897	15.2638	15.4511	15.5572	15.7016	15.8789	16.0098	16.1081	16.1916	16.2560
14.75	14.1856	14.2618	14.3608	14.4326	14.5076	14.5676	14.6558	14.7389	14.8562	14.9690	15.1623	15.3350	15.5215	15.6268	15.7704	15.9464	16.0767	16.1745	16.2579	16.3222
14.80	14.2721	14.3467	14.4439	14.5138	14.5874	14.6459	14.7327	14.8145	14.9309	15.0429	15.2350	15.4064	15.5921	15 6964	15.8393	16.0141	16.1436	16.2411	16.3243	16.3885
14.85	14.3589	14.4318	14.5271	14.5953	14.6674	14.7245	14.8098	14.8902	15.0057	15.1169	15.3080	15.4779	15.6628	15.7663	15.9083	16.0818	16.2106	16.3077	16.3908	16.4549
14.90	14.4459	14.5172	14.6107	14.6770	14.7476	14.8034	14.8871	14.9662	15.0807	15.1912	15.3810	15.5496	15.7337	15.8362	15.9775	16.1497	16.2777	16.3745	16.4574	16.5213
14.95	14.5332	14.6028	14.6944	14.7589	14.8281	14.8824	14.9644	15.0423	15.1559	15.2656	15.4543	15.6215	15.8047	15.9063	16.0468	16.2176	16.3449	16.4413	16.5241	16.5879
15.00	14.6207	14.6887	14.7784	14.8411	14.9088	14.9617	15.0419	15.1187	15.2312	15.3402	15.5277	15.6935	15.8758	15.9766	16.1162	16.2857	16.4122	16.5083	16.5909	16.6545

Значения $\int_{0,2}^{p_r} \frac{z}{p_r} dp_r$

Таблица П. 4.

p_r	Псевдокритическая температура T_r																			
	1.05	1:10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
0.2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0.3	0.350	0.350	0.350	0.350	0.350	0.350	0.350	0.350	0.350	0.350	0.350	0.350	0.350	0.350	0.350	0.350	0.350	0.350	0.350	0.350
0.4	0.615	0.619	0.623	0.626	0.628	0.630	0.632	0.633	0.634	0.635	0.636	0.637	0.638	0.639	0.639	0.640	0.640	0.640	0.640	0.640
0.5	0.805	0.816	0.826	0.834	0.839	0.844	0.848	0.851	0.854	0.856	0.860	0.862	0.864	0.866	0.867	0.868	0.869	0.869	0.869	0.869
0.6	0.955	0.971	0.985	0.998	1.011	1.022	1.032	1.040	1.045	1.048	1.049	1.049	1.050	1.050	1.050	1.051	1.051	1.052	1.052	1.052
0.7	1.078	1.100	1.124	1.145	1.162	1.178	1.190	1.199	1.203	1.207	1.210	1.211	1.213	1.214	1.216	1.218	1.219	1.220	1.220	1.220
0.8	1.175	1.207	1.239	1.264	1.285	1.300	1.313	1.322	1.332	1.340	1.347	1.352	1.357	1.359	1.360	1.363	1.364	1.364	1.364	1.364
0.9	1.256	1.300	1.335	1.365	1.386	1.403	1.417	1.429	1.440	1.450	1.462	1.472	1.480	1.485	1.489	1.492	1.494	1.495	1.495	1.495
1.0	1.327	1.375	1.420	1.455	1.479	1.500	1.515	1.530	1.541	1.551	1.568	1.580	1.590	1.598	1.602	1.607	1.608	1.609	1.610	1.610
1.1	1.380	1.438	1.485	1.528	1.552	1.573	1.591	1.606	1.616	1.631	1.653	1.667	1.676	1.684	1.691	1.699	1.702	1.706	1.709	1.711
1.2	1.433	1.500	1.550	1.600	1.625	1.645	1.666	1.682	1.690	1.710	1.737	1.753	1.761	1.770	1.780	1.790	1.795	1.802	1.808	1.812
1.3	1.463	1.545	1.602	1.657	1.684	1.709	1.731	1.746	1.758	1.779	1.810	1.828	1.836	1.845	1.858	1.868	1.875	1.883	1.890	1.896
1.4	1.492	1.590	1.654	1.713	1.742	1.772	1.795	1.810	1.825	1.847	1.882	1.903	1.911	1.920	1.935	1.945	1.954	1.964	1.972	1.980
1.5	1.510	1.620	1.690	1.757	1.791	1.824	1.848	1.867	1.884	1.906	1.938	1.962	1.973	1.984	1.997	2.010	2.019	2.027	2.036	2.045
1.6	1.527	1.649	1.726	1.800	1.839	1.875	1.900	1.923	1.943	1.964	1.993	2.021	2.035	2.047	2.059	2.074	2.083	2.090	2.100	2.110
1.7	1.544	1.670	1.754	1.834	1.876	1.917	1.943	1.969	1.991	2.012	2.043	2.072	2.089	2.102	2.116	2.131	2.141	2.148	2.159	2.169
1.8	1.560	1.690	1.782	1.867	1.913	1.958	1.985	2.014	2.038	2.060	2.093	2.123	2.142	2.157	2.172	2.188	2.198	2.205	2.217	2.227
1.9	1.575	1.708	1.808	1.896	1.944	1.993	2.022	2.054	2.079	2.100	2.136	2.165	2.187	2.204	2.219	2.237	2.247	2.256	2.267	2.279
2.0	1.590	1.725	1.833	1.924	1.975	2.027	2.059	2.093	2.119	2.140	2.178	2.207	2.231	2.250	2.265	2.285	2.295	2.307	2.317	2.330
2.1	1.604	1.743	1.854	1.947	2.003	2.057	2.092	2.126	2.153	2.176	2.215	2.248	2.272	2.292	2.307	2.326	2.337	2.350	2.361	2.375
2.2	1.617	1.761	1.876	1.971	2.031	2.086	2.125	2.160	2.187	2.212	2.252	2.288	2.313	2.334	2.349	2.366	2.380	2.394	2.404	2.420
2.3	1.631	1.779	1.897	1.994	2.059	2.116	2.157	2.193	2.222	2.249	2.288	2.329	2.354	2.375	2.391	2.407	2.422	2.437	2.448	2.465
2.4	1.644	1.797	1.919	2.018	2.087	2.145	2.190	2.227	2.256	2.285	2.325	2.369	2.395	2.417	2.433	2.447	2.465	2.481	2.491	2.510
2.5	1.658	1.815	1.940	2.041	2.115	2.175	2.223	2.260	2.290	2.321	2.362	2.410	2.436	2.459	2.475	2.488	2.507	2.524	2.535	2.555
2.6	1.672	1.830	1.958	2.061	2.137	2.198	2.249	2.288	2.318	2.350	2.392	2.442	2.469	2.492	2.508	2.523	2.544	2.562	2.574	2.593
2.7	1.685	1.845	1.976	2.081	2.159	2.221	2.275	2.316	2.347	2.379	2.423	2.474	2.502	2.525	2.541	2.559	2.581	2.599	2.612	2.630
2.8	1.699	1.860	1.994	2.101	2.180	2.245	2.302	2.344	2.375	2.407	2.453	2.506	2.534	2.557	2.575	2.594	2.617	2.637	2.651	2.668
2.9	1.712	1.875	2.012	2.121	2.202	2.268	2.328	2.372	2.404	2.436	2.484	2.538	2.567	2.590	2.608	2.630	2.654	2.674	2.689	2.705
3.0	1.726	1.890	2.030	2.140	2.224	2.291	2.354	2.400	2.432	2.465	2.514	2.570	2.600	2.623	2.641	2.665	2.691	2.712	2.728	2.743
3.1	1.740	1.904	2.046	2.157	2.243	2.311	2.376	2.423	2.455	2.489	2.540	2.597	2.628	2.652	2.670	2.694	2.722	2.744	2.759	2.775
3.2	1.754	1.918	2.062	2.175	2.261	2.331	2.397	2.446	2.478	2.512	2.565	2.623	2.657	2.681	2.700	2.723	2.753	2.775	2.790	2.806
3.3	1.767	1.932	2.078	2.192	2.280	2.350	2.419	2.469	2.502	2.536	2.591	2.650	2.685	2.709	2.729	2.752	2.783	2.807	2.821	2.838
3.4	1.781	1.946	2.094	2.210	2.298	2.370	2.440	2.492	2.525	2.559	2.616	2.676	2.714	2.738	2.759	2.781	2.814	2.838	2.852	2.869
3.5	1.795	1.960	2.110	2.227	2.317	2.390	2.462	2.515	2.548	2.583	2.642	2.703	2.742	2.767	2.788	2.810	2.845	2.870	2.883	2.901
3.6	1.808	1.974	2.125	2.243	2.333	2.407	2.480	2.535	2.568	2.603	2.664	2.726	2.766	2.792	2.813	2.836	2.872	2.910	2.911	2.929
3.7	1.822	1.988	2.140	2.259	2.349	2.424	2.498	2.556	2.588	2.624	2.686	2.748	2.791	2.817	2.839	2.862	2.899	2.950	2.938	2.957
3.8	1.835	2.002	2.155	2.275	2.365	2.440	2.517	2.576	2.609	2.644	2.708	2.771	2.815	2.843	2.864	2.888	2.925	2.990	2.966	2.984
3.9	1.849	2.016	2.170	2.291	2.381	2.457	2.535	2.597	2.629	2.665	2.730	2.793	2.840	2.868	2.890	2.914	2.952	3.030	2.993	3.012
4.0	1.862	2.030	2.186	2.306	2.397	2.474	2.553	2.617	2.649	2.685	2.752	2.816	2.864	2.893	2.915	2.940	2.979	3.070	3.021	3.040

4.1	1.875	2.044	2.201	2.321	2.413	2.490	2.569	2.634	2.667	2.703	2.771	2.836	2.885	2.915	2.938	2.963	3.002	3.081	3.045	3.064
4.2	1.889	2.058	2.216	2.336	2.429	2.506	2.586	2.651	2.685	2.721	2.789	2.856	2.907	2.937	2.960	2.985	3.025	3.092	3.069	3.088
4.3	1.902	2.073	2.230	2.351	2.444	2.523	2.602	2.669	2.702	2.740	2.808	2.875	2.928	2.958	2.983	3.008	3.049	3.103	3.094	3.112
4.4	1.916	2.087	2.245	2.366	2.460	2.539	2.619	2.686	2.720	2.758	2.826	2.895	2.950	2.980	3.005	3.030	3.072	3.114	3.118	3.136
4.5	1.929	2.101	2.260	2.381	2.476	2.555	2.635	2.703	2.738	2.776	2.845	2.915	2.971	3.002	3.028	3.053	3.095	3.125	3.142	3.160
4.6	1.942	2.115	2.274	2.395	2.491	2.570	2.651	2.719	2.754	2.793	2.863	2.933	2.990	3.022	3.048	3.074	3.117	3.147	3.164	3.182
4.7	1.955	2.128	2.288	2.409	2.507	2.586	2.666	2.735	2.770	2.810	2.881	2.952	3.009	3.041	3.068	3.095	3.139	3.168	3.186	3.203
4.8	1.969	2.142	2.301	2.423	2.522	2.601	2.682	2.752	2.786	2.826	2.899	2.970	3.027	3.061	3.088	3.115	3.161	3.190	3.209	3.225
4.9	1.982	2.155	2.315	2.437	2.538	2.617	2.697	2.768	2.802	2.843	2.917	2.989	3.046	3.080	3.108	3.136	3.183	3.211	3.231	3.246
5.0	1.995	2.169	2.329	2.451	2.553	2.632	2.713	2.784	2.818	2.860	2.935	3.007	3.065	3.100	3.128	3.157	3.205	3.233	3.253	3.268
5.1	2.009	2.183	2.342	2.465	2.567	2.646	2.728	2.799	2.834	2.876	2.952	3.024	3.082	3.118	3.146	3.177	3.225	3.253	3.274	3.288
5.2	2.024	2.197	2.355	2.479	2.581	2.661	2.743	2.814	2.850	2.892	2.968	3.042	3.099	3.136	3.164	3.196	3.244	3.273	3.295	3.308
5.3	2.038	2.210	2.369	2.492	2.595	2.675	2.758	2.830	2.865	2.908	2.985	3.059	3.117	3.153	3.182	3.216	3.264	3.294	3.315	3.328
5.4	2.053	2.224	2.382	2.506	2.609	2.690	2.773	2.845	2.881	2.924	3.001	3.077	3.134	3.171	3.200	3.235	3.283	3.314	3.336	3.348
5.5	2.067	2.238	2.395	2.520	2.623	2.704	2.788	2.860	2.897	2.940	3.018	3.094	3.151	3.189	3.218	3.255	3.303	3.334	3.357	3.368
5.6	2.079	2.251	2.408	2.533	2.636	2.718	2.801	2.874	2.912	2.955	3.037	3.110	3.168	3.206	3.235	3.273	3.321	3.352	3.375	3.386
5.7	2.091	2.264	2.421	2.547	2.650	2.731	2.815	2.888	2.926	2.970	3.049	3.125	3.185	3.224	3.252	3.291	3.339	3.370	3.393	3.405
5.8	2.102	2.277	2.435	2.560	2.663	2.745	2.828	2.902	2.941	2.985	3.065	3.141	3.201	3.241	3.270	3.309	3.356	3.389	3.412	3.423
5.9	2.114	2.290	2.448	2.574	2.677	2.758	2.842	2.916	2.955	3.000	3.080	3.156	3.218	3.259	3.287	3.327	3.374	3.407	3.430	3.442
6.0	2.126	2.303	2.461	2.587	2.690	2.772	2.855	2.930	2.970	3.015	3.096	3.172	3.235	3.276	3.304	3.345	3.392	3.425	3.448	3.460
6.1	2.139	2.316	2.474	2.600	2.703	2.785	2.869	2.943	2.984	3.029	3.111	3.187	3.250	3.292	3.321	3.362	3.409	3.442	3.466	3.477
6.2	2.152	2.328	2.486	2.612	2.716	2.799	2.882	2.956	2.997	3.043	3.125	3.202	3.266	3.308	3.337	3.379	3.426	3.459	3.483	3.494
6.3	2.165	2.341	2.499	2.625	2.729	2.813	2.896	2.970	3.011	3.056	3.140	3.218	3.281	3.323	3.354	3.395	3.443	3.476	3.501	3.511
6.4	2.178	2.353	2.511	2.637	2.742	2.826	2.909	2.983	3.024	3.070	3.154	3.233	3.297	3.339	3.370	3.412	3.460	3.493	3.518	3.528
6.5	2.191	2.366	2.524	2.650	2.755	2.839	2.923	2.996	3.038	3.084	3.169	3.248	3.312	3.355	3.387	3.429	3.477	3.510	3.536	3.545
6.6	2.204	2.379	2.536	2.662	2.768	2.852	2.936	3.009	3.051	3.098	3.183	3.262	3.327	3.370	3.402	3.444	3.493	3.526	3.551	3.561
6.7	2.217	2.391	2.548	2.675	2.781	2.864	2.949	3.022	3.064	3.112	3.197	3.276	3.341	3.385	3.417	3.459	3.508	3.542	3.567	3.577
6.8	2.229	2.404	2.560	2.687	2.794	2.877	2.963	3.034	3.077	3.126	3.210	3.291	3.356	3.399	3.432	3.475	3.524	3.557	3.582	3.592
6.9	2.242	2.416	2.572	2.700	2.807	2.889	2.976	3.047	3.090	3.140	3.224	3.305	3.370	3.414	3.447	3.490	3.539	3.573	3.598	3.608
7.0	2.255	2.429	2.584	2.712	2.820	2.902	2.989	3.060	3.103	3.154	3.238	3.319	3.385	3.429	3.462	3.505	3.555	3.589	3.613	3.624
7.1	2.268	2.442	2.597	2.724	2.832	2.915	3.002	3.073	3.116	3.167	3.251	3.332	3.399	3.443	3.477	3.520	3.570	3.604	3.628	3.639
7.2	2.281	2.454	2.609	2.737	2.844	2.928	3.014	3.085	3.129	3.180	3.264	3.345	3.413	3.457	3.491	3.534	3.584	3.618	3.643	3.654
7.3	2.294	2.467	2.622	2.749	2.856	2.941	3.027	3.098	3.141	3.194	3.278	3.359	3.427	3.472	3.506	3.549	3.599	3.633	3.659	3.670
7.4	2.307	2.479	2.634	2.762	2.868	2.954	3.039	3.110	3.154	3.207	3.291	3.372	3.441	3.486	3.520	3.563	3.613	3.647	3.674	3.685
7.5	2.320	2.492	2.647	2.774	2.880	2.967	3.052	3.123	3.167	3.220	3.304	3.385	3.455	3.500	3.535	3.578	3.628	3.662	3.689	3.700
7.6	2.333	2.505	2.660	2.786	2.892	2.979	3.065	3.135	3.180	3.233	3.317	3.398	3.468	3.514	3.548	3.591	3.642	3.676	3.703	3.714
7.7	2.346	2.517	2.672	2.799	2.904	2.991	3.077	3.147	3.192	3.246	3.330	3.411	3.482	3.528	3.562	3.605	3.656	3.690	3.718	3.728
7.8	2.359	2.530	2.685	2.811	2.916	3.003	3.090	3.160	3.205	3.260	3.344	3.424	3.495	3.541	3.575	3.618	3.670	3.704	3.732	3.742
7.9	2.372	2.542	2.697	2.824	2.928	3.015	3.102	3.172	3.217	3.274	3.357	3.437	3.509	3.555	3.589	3.632	3.684	3.718	3.747	3.756
8.0	2.385	2.555	2.710	2.836	2.940	3.027	3.115	3.184	3.230	3.287	3.370	3.450	3.522	3.569	3.602	3.645	3.698	3.732	3.761	3.770
8.1	2.398	2.568	2.723	2.848	2.952	3.039	3.127	3.197	3.242	3.299	3.382	3.462	3.534	3.581	3.615	3.658	3.711	3.745	3.774	3.783
8.2	2.411	2.580	2.736	2.861	2.964	3.051	3.139	3.209	3.254	3.311	3.394	3.474	3.546	3.594	3.627	3.671	3.723	3.758	3.788	3.796
8.3	2.424	2.593	2.748	2.873	2.977	3.064	3.151	3.222	3.266	3.323	3.407	3.486	3.559	3.606	3.640	3.684	3.736	3.771	3.801	3.810
8.4	2.437	2.605	2.761	2.886	2.989	3.076	3.163	3.234	3.278	3.335	3.419	3.498	3.571	3.619	3.652	3.697	3.748	3.784	3.815	3.823
8.5	2.450	2.618	2.774	2.898	3.001	3.088	3.175	3.247	3.290	3.347	3.431	3.510	3.583	3.631	3.665	3.710	3.761	3.797	3.828	3.836

Продолжение табл. П. 4.

p_r	Псевдокритическая температура T_r																			
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
8.6	2.462	2.631	2.787	2.910	3.013	3.100	3.187	3.259	3.302	3.359	3.443	3.523	3.595	3.643	3.677	3.722	3.773	3.810	3.840	3.849
8.7	2.475	2.643	2.799	2.923	3.025	3.112	3.199	3.270	3.315	3.370	3.456	3.535	3.607	3.655	3.690	3.734	3.786	3.823	3.853	3.862
8.8	2.487	2.656	2.812	2.935	3.038	3.124	3.211	3.282	3.327	3.382	3.468	3.548	3.619	3.666	3.702	3.746	3.798	3.835	3.865	3.875
8.9	2.500	2.668	2.824	2.948	3.050	3.136	3.223	3.293	3.340	3.393	3.481	3.560	3.631	3.678	3.715	3.758	3.811	3.848	3.878	3.888
9.0	2.512	2.681	2.837	2.960	3.062	3.148	3.235	3.305	3.352	3.405	3.493	3.573	3.643	3.690	3.727	3.770	3.823	3.861	3.890	3.901
9.1	2.524	2.693	2.849	2.972	3.074	3.159	3.246	3.317	3.364	3.417	3.505	3.585	3.655	3.702	3.739	3.782	3.835	3.873	3.902	3.913
9.2	2.536	2.706	2.861	2.985	3.085	3.170	3.257	3.329	3.376	3.429	3.517	3.597	3.667	3.714	3.750	3.794	3.847	3.885	3.915	3.925
9.3	2.549	2.718	2.872	2.997	3.097	3.182	3.268	3.340	3.388	3.440	3.530	3.608	3.678	3.725	3.762	3.806	3.859	3.897	3.927	3.938
9.4	2.561	2.731	2.884	3.010	3.108	3.193	3.279	3.352	3.400	3.452	3.542	3.620	3.690	3.737	3.773	3.818	3.871	3.909	3.940	3.950
9.5	2.573	2.743	2.896	3.022	3.120	3.204	3.290	3.364	3.412	3.464	3.554	3.632	3.702	3.749	3.785	3.830	3.883	3.921	3.952	3.962
9.6	2.585	2.755	2.908	3.034	3.131	3.216	3.302	3.376	3.424	3.475	3.565	3.644	3.713	3.760	3.797	3.842	3.895	3.933	3.964	3.974
9.7	2.597	2.767	2.919	3.045	3.142	3.228	3.314	3.388	3.435	3.487	3.576	3.656	3.724	3.772	3.809	3.854	3.907	3.945	3.976	3.986
9.8	2.610	2.780	2.931	3.057	3.153	3.239	3.326	3.399	3.447	3.498	3.588	3.667	3.736	3.783	3.820	3.865	3.918	3.957	3.987	3.999
9.9	2.622	2.792	2.942	3.068	3.164	3.251	3.338	3.411	3.458	3.510	3.599	3.679	3.747	3.795	3.832	3.877	3.930	3.969	3.999	4.011
10.0	2.634	2.804	2.954	3.080	3.175	3.263	3.350	3.423	3.470	3.521	3.610	3.691	3.758	3.806	3.844	3.889	3.942	3.981	4.011	4.023
10.1	2.646	2.816	2.966	3.092	3.187	3.274	3.361	3.434	3.482	3.532	3.622	3.702	3.769	3.817	3.855	3.900	3.953	3.992	4.023	4.035
10.2	2.658	2.828	2.978	3.103	3.199	3.286	3.372	3.446	3.494	3.544	3.633	3.714	3.780	3.828	3.867	3.911	3.965	4.004	4.035	4.046
10.3	2.671	2.840	2.989	3.115	3.211	3.297	3.382	3.457	3.506	3.555	3.645	3.725	3.790	3.840	3.878	3.923	3.976	4.015	4.046	4.058
10.4	2.683	2.852	3.001	3.126	3.223	3.309	3.393	3.469	3.518	3.567	3.656	3.737	3.801	3.851	3.890	3.934	3.988	4.027	4.058	4.069
10.5	2.695	2.864	3.013	3.138	3.235	3.320	3.404	3.480	3.530	3.578	3.668	3.748	3.812	3.862	3.901	3.945	3.999	4.038	4.070	4.081
10.6	2.707	2.876	3.025	3.150	3.246	3.332	3.416	3.492	3.541	3.588	3.679	3.758	3.823	3.873	3.912	3.956	4.010	4.049	4.081	4.092
10.7	2.719	2.888	3.037	3.161	3.258	3.343	3.428	3.504	3.552	3.598	3.689	3.769	3.834	3.883	3.923	3.967	4.021	4.060	4.093	4.104
10.8	2.732	2.900	3.048	3.173	3.269	3.355	3.440	3.515	3.562	3.609	3.700	3.779	3.844	3.894	3.933	3.978	4.031	4.071	4.104	4.115
10.9	2.744	2.912	3.060	3.184	3.281	3.366	3.452	3.527	3.573	3.619	3.710	3.790	3.855	3.904	3.944	3.989	4.042	4.082	4.116	4.127
11.0	2.756	2.924	3.072	3.196	3.292	3.378	3.464	3.539	3.584	3.629	3.721	3.800	3.866	3.915	3.955	4.000	4.053	4.093	4.127	4.138
11.1	2.768	2.936	3.084	3.208	3.304	3.389	3.475	3.551	3.595	3.639	3.732	3.811	3.877	3.926	3.966	4.011	4.064	4.104	4.138	4.149
11.2	2.780	2.948	3.096	3.220	3.315	3.401	3.486	3.562	3.605	3.650	3.743	3.822	3.888	3.937	3.977	4.022	4.075	4.116	4.150	4.160
11.3	2.793	2.960	3.108	3.231	3.327	3.412	3.497	3.574	3.616	3.660	3.753	3.832	3.899	3.947	3.988	4.033	4.087	4.127	4.161	4.172
11.4	2.805	2.972	3.120	3.243	3.338	3.424	3.508	3.585	3.626	3.671	3.764	3.843	3.910	3.958	3.999	4.044	4.098	4.139	4.173	4.183
11.5	2.817	2.984	3.132	3.255	3.350	3.435	3.519	3.597	3.637	3.681	3.775	3.854	3.921	3.969	4.010	4.055	4.109	4.150	4.184	4.194
11.6	2.829	2.996	3.144	3.267	3.361	3.446	3.529	3.607	3.648	3.692	3.786	3.865	3.932	3.980	4.022	4.067	4.121	4.161	4.195	4.205
11.7	2.841	3.008	3.156	3.279	3.373	3.456	3.540	3.617	3.658	3.702	3.797	3.876	3.943	3.991	4.034	4.079	4.132	4.172	4.206	4.216
11.8	2.854	3.020	3.168	3.290	3.384	3.467	3.550	3.628	3.669	3.713	3.808	3.886	3.955	4.003	4.045	4.090	4.144	4.183	4.217	4.227
11.9	2.866	3.032	3.180	3.302	3.396	3.477	3.561	3.638	3.679	3.723	3.819	3.897	3.966	4.014	4.057	4.102	4.155	4.194	4.228	4.238
12.0	2.878	3.044	3.192	3.314	3.407	3.488	3.571	3.648	3.690	3.734	3.830	3.908	3.977	4.025	4.069	4.114	4.167	4.205	4.239	4.249

Таблица П. 5.

Значения $\int_{p_r}^{0,2} z dp_r$ и $\int_{p_r}^{0,2} \frac{z}{p_r} dp_r$

Псевдокритическая температура T_r	$\int_{p_r}^{0,2} z\,dp_r$ — Псевдокритическое давление p_r					$\int_{p_r}^{0,2} \frac{z}{p_r} dp_r$ — Псевдокритическое давление p_r			
	0.2	0.15	0.10	0.05	0	0.2	0.15	0.10	0.05
1.05	0.0	0.0472	0.0953	0.1441	0.1937	0.0	0.275	0.666	1.333
1.10	0.0	0.0477	0.0961	0.1451	0.1948	0.0	0.276	0.670	1.338
1.15	0.0	0.0479	0.0964	0.1455	0.1952	0.0	0.277	0.674	1.342
1.20	0.0	0.0482	0.0969	0.1460	0.1957	0.0	0.278	0.677	1.346
1.25	0.0	0.0484	0.0973	0.1466	0.1964	0.0	0.279	0.679	1.349
1.30	0.0	0.0486	0.0977	0.1471	0.1969	0.0	0.280	0.681	1.352
1.35	0.0	0.0487	0.0979	0.1472	0.1970	0.0	0.280	0.683	1.355
1.40	0.0	0.0488	0.0980	0.1474	0.1973	0.0	0.281	0.685	1.358
1.45	0.0	0.0490	0.0982	0.1476	0.1976	0.0	0.282	0.687	1.360
1.50	0.0	0.0492	0.0984	0.1480	0.1978	0.0	0.283	0.688	1.361
1.60	0.0	0.0493	0.0988	0.1485	0.1984	0.0	0.284	0.690	1.365
1.70	0.0	0.0494	0.0990	0.1488	0.1987	0.0	0.285	0.691	1.367
1.80	0.0	0.0495	0.0992	0.1491	0.1990	0.0	0.285	0.692	1.368
1.90	0.0	0.0496	0.0993	0.1492	0.1991	0.0	0.286	0.693	1.370
2.00	0.0	0.0497	0.0994	0.1493	0.1992	0.0	0.286	0.693	1.371
2.20	0.0	0.0498	0.0996	0.1496	0.1995	0.0	0.286	0.693	1.372
2.40	0.0	0.0499	0.0998	0.1498	0.1998	0.0	0.286	0.693	1.373
2.60	0.0	0.0499	0.0999	0.1499	0.1999	0.0	0.286	0.693	1.373
2.80	0.0	0.0500	0.1000	0.1500	0.2000	0.0	0.286	0.693	1.373
3.00	0.0	0.0500	0.1000	0.1500	0.2000	0.0	0.286	0.693	1.373

Таблица П. 6.

Значения $\int_0^{p_r} \frac{p_r}{z}\, dp_r$

p_r	Псевдокритическая температура T_r																			
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
0.05	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000
0.10	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000	00000
0.15	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001
0.20	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001	00001
0.25	00003	00003	00003	00003	00003	00002	00002	00002	00002	00002	00002	00002	00002	00002	00002	00002	00002	00002	00002	00002
0.30	00004	00004	00004	00004	00004	00004	00004	00004	00004	00004	00004	00004	00004	00004	00004	00004	00004	00004	00004	00004
0.35	00006	00006	00006	00006	00006	00006	00006	00005	00005	00005	00005	00005	00005	00005	00005	00005	00005	00005	00005	00005
0.40	00008	00008	00008	00008	00008	00007	00007	00007	00007	00007	00007	00007	00007	00007	00007	00007	00007	00007	00007	00007
0.45	00010	00010	00010	00010	00010	00010	00010	00010	00010	00010	00009	00009	00009	00009	00009	00009	00009	00009	00009	00009
0.50	00013	00013	00013	00013	00012	00012	00012	00012	00012	00012	00012	00012	00012	00012	00012	00012	00012	00012	00012	00012
0.55	00016	00016	00016	00015	00015	00015	00015	00015	00015	00015	00015	00014	00014	00014	00014	00014	00014	00014	00014	00014
0.60	00020	00019	00019	00019	00019	00018	00018	00018	00018	00018	00018	00017	00017	00017	00017	00017	00017	00017	00017	00017
0.65	00024	00023	00023	00022	00022	00021	00021	00021	00021	00021	00021	00021	00020	00020	00020	00020	00020	00020	00020	00020
0.70	00028	00027	00027	00026	00026	00025	00025	00025	00025	00025	00024	00024	00024	00024	00024	00024	00023	00023	00023	00023
0.75	00033	00032	00031	00030	00030	00029	00029	00029	00029	00028	00028	00028	00028	00028	00027	00027	00027	00027	00027	00027
0.80	00039	00037	00036	00035	00034	00034	00033	00033	00033	00033	00032	00032	00032	00031	00031	00031	00031	00031	00031	00031
0.85	00045	00042	00041	00040	00039	00038	00038	00038	00037	00037	00037	00036	00036	00036	00035	00035	00035	00035	00035	00035
0.90	00051	00048	00047	00045	00044	00043	00043	00042	00042	00042	00041	00041	00040	00040	00040	00040	00039	00039	00039	00039
0.95	00059	00055	00053	00051	00050	00049	00048	00048	00047	00047	00046	00045	00045	00045	00045	00044	00044	00044	00044	00044
1.00	00067	00062	00059	00057	00056	00055	00054	00053	00053	00052	00051	00051	00050	00050	00050	00049	00049	00049	00049	00048
1.05	00075	00070	00066	00064	00062	00061	00060	00059	00058	00058	00057	00056	00055	00055	00055	00054	00054	00054	00054	00053
1.10	00085	00078	00074	00071	00069	00067	00066	00065	00064	00064	00063	00062	00061	00061	00060	00060	00059	00059	00059	00059
1.15	00097	00087	00082	00078	00076	00074	00073	00072	00071	00070	00069	00068	00067	00067	00066	00065	00065	00065	00065	00064
1.20	00109	00097	00090	00086	00083	00081	00080	00078	00077	00077	00075	00074	00073	00073	00072	00071	00071	00070	00070	00070
1.25	00124	00108	00099	00095	00091	00089	00087	00086	00084	00084	00082	00080	00080	00079	00078	00078	00077	00076	00076	00076
1.30	00141	00120	00109	00104	00100	00097	00095	00093	00092	00091	00089	00087	00086	00086	00085	00084	00084	00083	00083	00082
1.35	00161	00132	00120	00113	00109	00105	00103	00101	00099	00098	00096	00094	00093	00093	00092	00091	00090	00089	00089	00089
1.40	00185	00146	00131	00123	00118	00114	00112	00109	00107	00106	00104	00102	00101	00100	00099	00098	00097	00096	00096	00096
1.45	00212	00161	00143	00133	00128	00123	00121	00118	00116	00114	00112	00109	00108	00107	00106	00105	00104	00103	00103	00103
1.50	00241	00178	00155	00145	00138	00133	00130	00127	00124	00123	00120	00117	00116	00115	00114	00113	00112	00111	00111	00110
1.55	00271	00196	00169	00156	00149	00143	00139	00136	00133	00132	00128	00126	00124	00123	00122	00120	00119	00118	00118	00117
1.60	00302	00216	00183	00169	00160	00153	00149	00146	00143	00141	00137	00134	00132	00131	00130	00128	00127	00126	00126	00125
1.65	00334	00237	00198	00181	00172	00164	00160	00156	00153	00150	00146	00143	00141	00140	00138	00137	00136	00134	00134	00133
1.70	00368	00259	00214	00195	00184	00176	00171	00166	00163	00160	00156	00152	00150	00149	00147	00145	00144	00143	00142	00141
1.75	00402	00282	00231	00209	00197	00188	00182	00177	00173	00170	00166	00162	00159	00158	00156	00154	00153	00151	00151	00150

1.80	00436	00305	00249	00224	00210	00200	00193	00188	00184	00181	00176	00172	00169	00167	00165	00163	00162	00160	00160	00159
1.85	00471	00330	00267	00239	00224	00213	00206	00200	00195	00192	00186	00182	00179	00177	00175	00173	00171	00169	00169	00168
1.90	00506	00355	00286	00256	00239	00226	00218	00212	00207	00203	00197	00192	00189	00187	00185	00182	00180	00179	00178	00177
1.95	00541	00381	00307	00273	00254	00240	00231	00224	00219	00215	00208	00203	00199	00197	00195	00192	00190	00188	00187	00186
2.00	00576	00408	00327	00290	00270	00254	00244	00237	00231	00227	00219	00214	00210	00208	00205	00202	00200	00198	00197	00196
2.05	00612	00435	00349	00308	00286	00269	00258	00250	00244	00239	00231	00225	00221	00218	00216	00213	00211	00208	00207	00206
2.10	00648	00463	00372	00328	00303	00284	00272	00264	00257	00251	00243	00237	00232	00229	00227	00223	00221	00219	00218	00216
2.15	00684	00492	00395	00347	00320	00300	00287	00278	00270	00264	00256	00249	00244	00241	00238	00234	00232	00229	00228	00226
2.20	00720	00521	00419	00368	00338	00316	00302	00292	00284	00278	00268	00261	00256	00252	00250	00245	00243	00240	00239	00237
2.25	00756	00550	00444	00389	00356	00333	00318	00307	00298	00291	00281	00273	00268	00264	00261	00257	00254	00251	00250	00248
2.30	00792	00580	00469	00411	00375	00350	00334	00323	00312	00306	00295	00286	00281	00277	00273	00269	00266	00263	00261	00259
2.35	00828	00610	00495	00433	00395	00368	00351	00338	00327	00320	00308	00299	00293	00289	00286	00281	00278	00274	00272	00271
2.40	00865	00641	00521	00456	00415	00387	00368	00354	00343	00335	00322	00313	00306	00302	00298	00293	00290	00286	00284	00282
2.45	00901	00672	00548	00479	00436	00405	00385	00371	00358	00350	00337	00327	00320	00315	00311	00305	00302	00298	00296	00294
2.50	00937	00704	00576	00503	00457	00425	00403	00388	00374	00365	00351	00341	00333	00328	00324	00318	00315	00311	00308	00306
2.55	00974	00736	00603	00527	00479	00444	00421	00405	00391	00381	00366	00355	00347	00342	00337	00331	00327	00323	00321	00318
2.60	01010	00768	00632	00552	00501	00465	00440	00423	00408	00397	00382	00370	00361	00356	00351	00345	00340	00336	00334	00331
2.65	01047	00800	00660	00577	00523	00485	00459	00441	00425	00414	00397	00385	00376	00370	00365	00358	00354	00349	00347	00344
2.70	01083	00833	00689	00602	00546	00507	00479	00460	00443	00431	00413	00400	00391	00384	00379	00372	00367	00363	00360	00357
2.75	01120	00866	00718	00628	00570	00528	00499	00479	00461	00448	00429	00416	00406	00399	00394	00386	00381	00376	00373	00370
2.80	01157	00899	00748	00655	00594	00550	00519	00498	00479	00466	00446	00432	00421	00414	00408	00401	00395	00390	00387	00384
2.85	01193	00933	00778	00682	00618	00573	00540	00518	00498	00484	00463	00448	00437	00429	00423	00415	00410	00404	00401	00398
2.90	01230	00966	00808	00709	00643	00596	00562	00538	00517	00502	00480	00464	00453	00445	00439	00430	00424	00419	00415	00412
2.95	01267	01000	00838	00736	00668	00619	00584	00559	00536	00521	00498	00481	00469	00461	00454	00445	00439	00433	00429	00426
3.00	01304	01034	00868	00764	00694	00643	00606	00580	00556	00540	00516	00498	00486	00477	00470	00461	00454	00448	00444	00440
3.05	01340	01068	00899	00792	00720	00667	00628	00601	00577	00559	00534	00516	00502	00493	00486	00476	00470	00463	00459	00455
3.10	01377	01103	00930	00821	00746	00692	00651	00623	00597	00579	00553	00533	00519	00510	00502	00492	00485	00479	00474	00470
3.15	01414	01137	00961	00850	00773	00717	00675	00645	00618	00599	00572	00552	00537	00527	00519	00508	00501	00494	00489	00485
3.20	01451	01171	00992	00879	00800	00742	00698	00667	00640	00620	00591	00570	00555	00544	00536	00525	00517	00510	00505	00501
3.25	01488	01206	01024	00908	00827	00768	00722	00690	00661	00641	00611	00589	00573	00562	00553	00542	00534	00526	00521	00516
3.30	01525	01241	01056	00938	00855	00794	00747	00713	00683	00662	00631	00608	00591	00580	00571	00559	00550	00543	00537	00532
3.35	01562	01275	01088	00968	00883	00820	00772	00737	00706	00683	00651	00627	00609	00598	00588	00576	00567	00559	00553	00548
3.40	01599	01310	01120	00998	00911	00847	00797	00761	00729	00705	00671	00647	00628	00616	00606	00593	00584	00576	00570	00565
3.45	01636	01345	01152	01029	00940	00874	00822	00785	00752	00727	00692	00666	00647	00635	00624	00611	00602	00593	00587	00581
3.50	01674	01380	01185	01059	00969	00901	00848	00810	00775	00750	00714	00687	00667	00654	00643	00629	00619	00611	00604	00598
3.55	01711	01415	01218	01090	00998	00929	00874	00835	00799	00772	00735	00707	00687	00673	00662	00647	00637	00628	00621	00615
3.60	01748	01450	01251	01122	01027	00957	00901	00860	00823	00796	00757	00728	00707	00692	00681	00666	00655	00646	00639	00632
3.65	01785	01485	01284	01153	01057	00985	00928	00886	00848	00819	00779	00749	00727	00712	00700	00685	00674	00664	00656	00650
3.70	01822	01520	01317	01185	01087	01014	00955	00912	00872	00843	00802	00770	00747	00732	00720	00704	00692	00682	00674	00668
3.75	01859	01556	01351	01217	01117	01043	00982	00938	00897	00867	00824	00792	00768	00753	00739	00723	00711	00701	00692	00686

Продолжение табл. П. 6.

p_r	Псевдокритическая температура T_r																			
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
3.80	01897	01591	01384	01249	01148	01072	01010	00965	00923	00891	00847	00814	00789	00773	00760	00742	00730	00720	00711	00704
3.85	01934	01627	01418	01281	01178	01102	01038	00991	00949	00916	00871	00836	00811	00794	00780	00762	00750	00739	00730	00722
3.90	01971	01662	01452	01313	01209	01132	01066	01019	00975	00941	00895	00859	00833	00815	00801	00782	00769	00758	00749	00741
3.95	02009	01698	01486	01346	01240	01162	01095	01046	01001	00966	00919	00882	00855	00836	00821	00802	00789	00777	00768	00760
4.00	02046	01734	01520	01379	01272	01192	01124	01074	01027	00992	00943	00905	00877	00858	00843	00823	00809	00797	00787	00779
4.05	02083	01770	01555	01412	01304	01223	01153	01102	01054	01018	00967	00929	00899	00880	00864	00844	00829	00817	00807	00799
4.10	02121	01805	01589	01445	01335	01254	01183	01130	01082	01044	00992	00952	00922	00902	00886	00865	00850	00837	00827	00818
4.15	02158	01841	01624	01478	01368	01285	01212	01159	01109	01070	01017	00976	00945	00925	00907	00886	00870	00858	00847	00838
4.20	02196	01878	01659	01512	01400	01317	01242	01188	01137	01097	01043	01001	00968	00947	00930	00907	00891	00878	00867	00858
4.25	02233	01914	01694	01545	01432	01348	01272	01217	01165	01124	01068	01025	00992	00970	00952	00929	00913	00899	00888	00879
4.30	02271	01950	01729	01579	01465	01380	01303	01246	01193	01151	01094	01050	01016	00993	00975	00951	00934	00920	00908	00899
4.35	02308	01986	01764	01613	01498	01412	01334	01276	01222	01179	01120	01075	01040	01017	00998	00973	00956	00941	00929	00920
4.40	02346	02022	01799	01648	01531	01445	01365	01306	01250	01207	01147	01100	01064	01040	01021	00995	00978	00963	00951	00941
4.45	02383	02059	01835	01682	01564	01477	01396	01336	01280	01235	01173	01126	01089	01064	01044	01018	01000	00985	00972	00962
4.50	02421	02095	01870	01716	01598	01510	01427	01367	01309	01263	01200	01152	01113	01089	01068	01041	01022	01007	00994	00984
4.55	02458	02132	01906	01751	01631	01543	01459	01397	01338	01291	01228	01178	01139	01113	01092	01064	01045	01029	01016	01005
4.60	02496	02168	01942	01786	01665	01576	01491	01428	01368	01320	01255	01204	01164	01138	01116	01088	01067	01051	01038	01027
4.65	02533	02205	01978	01821	01699	01609	01523	01460	01398	01349	01283	01231	01189	01163	01140	01111	01090	01074	01060	01049
4.70	02571	02242	02014	01856	01733	01643	01555	01491	01429	01379	01311	01258	01215	01188	01165	01135	01114	01097	01083	01072
4.75	02609	02279	02050	01891	01768	01677	01588	01523	01459	01408	01339	01285	01241	01213	01190	01159	01137	01120	01105	01094
4.80	02646	02316	02086	01926	01802	01710	01621	01555	01490	01438	01368	01312	01268	01239	01215	01183	01161	01143	01128	01117
4.85	02684	02352	02122	01962	01837	01745	01654	01587	01521	01468	01396	01340	01294	01265	01240	01208	01185	01167	01152	01140
4.90	02722	02389	02159	01998	01872	01779	01687	01619	01552	01498	01425	01368	01321	01291	01266	01232	01209	01191	01175	01163
4.95	02759	02427	02195	02033	01907	01813	01720	01652	01583	01529	01454	01396	01348	01317	01292	01257	01233	01215	01199	01187
5.00	02797	02464	02232	02069	01942	01848	01754	01685	01615	01559	01484	01424	01375	01344	01318	01283	01258	01239	01223	01210
5.05	02835	02501	02268	02105	01977	01883	01787	01717	01647	01590	01513	01453	01403	01371	01344	01308	01283	01263	01247	01234
5.10	02873	02538	02305	02141	02012	01918	01821	01751	01679	01621	01543	01481	01430	01398	01370	01334	01308	01288	01271	01258
5.15	02910	02575	02342	02178	02048	01953	01855	01784	01711	01652	01573	01510	01458	01425	01397	01359	01333	01313	01296	01283
5.20	02948	02613	02379	02214	02084	01988	01890	01817	01743	01684	01604	01540	01486	01453	01424	01385	01358	01338	01320	01307
5.25	02986	02650	02416	02251	02120	02023	01924	01851	01776	01716	01634	01569	01515	01480	01451	01412	01384	01363	01345	01332
5.30	03024	02688	02453	02287	02156	02059	01959	01885	01809	01748	01665	01599	01543	01508	01478	01438	01410	01388	01371	01357
5.35	03061	02725	02490	02324	02192	02095	01994	01919	01842	01780	01696	01629	01572	01536	01506	01465	01436	01414	01396	01382
5.40	03099	02763	02527	02361	02228	02130	02029	01953	01875	01813	01727	01659	01601	01565	01534	01492	01462	01440	01422	01408
5.45	03137	02800	02565	02398	02264	02166	02064	01988	01908	01845	01758	01689	01630	01593	01562	01519	01489	01466	01447	01433
5.50	03175	02838	02602	02435	02301	02203	02099	02022	01942	01878	01790	01720	01660	01622	01590	01546	01515	01492	01474	01459

5.55	03213	02876	02639	02472	02338	02239	02135	02057	01976	01911	01821	01750	01690	01651	01618	01574	01542	01519	01500	01485
5.60	03250	02913	02677	02509	02374	02275	02170	02092	02010	01944	01853	01781	01720	01680	01647	01602	01569	01546	01526	01512
5.65	03288	02951	02715	02546	02411	02312	02206	02127	02044	01978	01886	01812	01750	01710	01676	01630	01597	01573	01553	01538
5.70	03326	02989	02752	02584	02448	02348	02242	02162	02078	02011	01918	01844	01780	01740	01705	01658	01624	01600	01580	01565
5.75	03364	03027	02790	02621	02485	02385	02278	02198	02113	02045	01951	01875	01810	01770	01734	01686	01652	01627	01607	01592
5.80	03402	03065	02828	02659	02522	02422	02314	02233	02147	02079	01983	01907	01841	01800	01764	01715	01680	01655	01634	01619
5.85	03440	03103	02866	02697	02560	02459	02350	02269	02182	02113	02016	01939	01872	01830	01794	01744	01708	01683	01662	01646
5.90	03478	03141	02904	02734	02597	02496	02387	02305	02217	02147	02049	01971	01903	01860	01824	01773	01737	01711	01690	01674
5.95	03516	03179	02942	02772	02635	02533	02423	02341	02253	02182	02083	02004	01935	01891	01854	01802	01765	01739	01718	01702
6.00	03554	03217	02980	02810	02672	02570	02460	02377	02288	02216	02116	02036	01966	01922	01884	01831	01794	01767	01746	01730
6.05	03592	03256	03018	02848	02710	02608	02497	02413	02323	02251	02150	02069	01998	01953	01914	01861	01823	01796	01774	01758
6.10	03630	03294	03056	02886	02748	02645	02534	02450	02359	02286	02184	02102	02030	01984	01945	01891	01852	01825	01803	01786
6.15	03668	03332	03094	02924	02786	02683	02571	02486	02395	02321	02218	02135	02062	02016	01976	01921	01882	01854	01832	01815
6.20	03706	03371	03133	02963	02824	02721	02608	02523	02431	02357	02252	02168	02095	02048	02007	01951	01911	01883	01861	01844
6.25	03745	03409	03171	03001	02862	02758	02646	02560	02467	02392	02286	02202	02127	02080	02038	01982	01941	01912	01890	01873
6.30	03783	03447	03210	03039	02900	02796	02683	02597	02503	02428	02321	02235	02160	02112	02070	02012	01971	01942	01919	01902
6.35	03821	03486	03248	03078	02938	02834	02721	02634	02540	02464	02356	02269	02193	02144	02102	02043	02001	01972	01949	01931
6.40	03860	03524	03287	03116	02977	02872	02758	02671	02577	02500	02391	02303	02226	02176	02134	02074	02032	02002	01979	01961
6.45	03898	03563	03325	03155	03015	02911	02796	02708	02613	02536	02426	02338	02259	02209	02166	02106	02062	02032	02009	01991
6.50	03936	03601	03364	03193	03053	02949	02834	02746	02650	02572	02461	02372	02293	02242	02198	02137	02093	02063	02039	02021
6.55	03974	03640	03403	03232	03092	02987	02872	02783	02687	02609	02497	02407	02326	02275	02230	02169	02124	02094	02069	02051
6.60	04013	03679	03441	03271	03131	03026	02910	02821	02724	02645	02532	02441	02360	02308	02263	02201	02155	02124	02100	02082
6.65	04051	03717	03480	03309	03170	03064	02948	02859	02762	02682	02568	02476	02394	02342	02296	02233	02187	02156	02131	02113
6.70	04090	03756	03519	03348	03208	03103	02987	02897	02799	02719	02604	02511	02429	02375	02329	02265	02218	02187	02162	02144
6.75	04128	03795	03558	03387	03247	03142	03025	02935	02837	02756	02640	02547	02463	02409	02362	02297	02250	02218	02193	02175
6.80	04167	03834	03597	03426	03286	03181	03064	02973	02875	02793	02677	02582	02498	02443	02395	02330	02282	02250	02224	02206
6.85	04205	03873	03636	03465	03325	03220	03102	03012	02912	02831	02713	02618	02532	02477	02429	02363	02314	02282	02256	02237
6.90	04244	03912	03675	03504	03364	03259	03141	03050	02950	02868	02750	02654	02567	02512	02463	02396	02347	02314	02288	02269
6.95	04283	03951	03714	03543	03404	03298	03180	03089	02988	02906	02786	02690	02603	02546	02497	02429	02379	02346	02320	02301
7.00	04321	03990	03753	03582	03443	03337	03219	03127	03027	02944	02823	02726	02638	02581	02531	02462	02412	02379	02352	02333
7.05	04360	04029	03793	03622	03482	03377	03258	03166	03065	02982	02861	02762	02673	02616	02565	02496	02445	02411	02384	02365
7.10	04399	04068	03832	03661	03522	03416	03297	03205	03104	03020	02898	02799	02709	02651	02600	02530	02478	02444	02417	02398
7.15	04437	04107	03871	03701	03561	03456	03336	03244	03142	03058	02935	02835	02745	02686	02635	02564	02512	02477	02450	02431
7.20	04476	04146	03911	03740	03601	03495	03376	03283	03181	03097	02973	02872	02781	02722	02669	02598	02545	02510	02483	02464
7.25	04515	04185	03950	03780	03640	03535	03415	03322	03220	03135	03010	02909	02817	02757	02705	02632	02579	02544	02516	02497
7.30	04554	04224	03989	03819	03680	03575	03455	03362	03259	03174	03048	02946	02853	02793	02740	02667	02613	02577	02549	02530
7.35	04593	04264	04029	03859	03720	03615	03495	03401	03298	03212	03086	02983	02890	02829	02775	02701	02647	02611	02583	02563
7.40	04632	04303	04069	03899	03760	03655	03534	03441	03337	03251	03124	03021	02926	02865	02811	02736	02682	02645	02617	02597
7.45	04671	04342	04108	03938	03800	03695	03574	03481	03376	03290	03163	03058	02963	02901	02847	02771	02716	02679	02651	02631
7.50	04710	04382	04148	03978	03840	03735	03614	03520	03416	03329	03201	03096	03000	02938	02883	02807	02751	02714	02685	02665

Продолжение табл. П. 6

p_r	Псевдокритическая температура T_r																		
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
7.55	04749	04421	04188	04018	03880	03775	03654	03560	03455	03368	03240	03134	03037	02974	02919	02842	02786	02748	02719	02699
7.60	04788	04461	04227	04058	03920	03815	03695	03600	03495	03408	03278	03172	03075	03011	02955	02878	02821	02783	02754	02733
7.65	04826	04500	04267	04098	03960	03856	03735	03640	03535	03447	03317	03210	03112	03048	02992	02913	02856	02818	02789	02768
7.70	04865	04540	04307	04138	04000	03896	03775	03681	03575	03487	03356	03248	03150	03085	03028	02949	02891	02853	02823	02803
7.75	04904	04579	04347	04178	04041	03937	03816	03721	03615	03527	03395	03287	03188	03122	03065	02985	02927	02888	02859	02838
7.80	04944	04619	04387	04219	04081	03977	03856	03761	03655	03567	03435	03326	03226	03160	03102	03022	02963	02924	02894	02873
7.85	04983	04659	04427	04259	04122	04018	03897	03802	03695	03607	03474	03364	03264	03198	03139	03058	02999	02960	02929	02908
7.90	05022	04698	04467	04299	04162	04059	03937	03842	03736	03647	03513	03403	03302	03235	03176	03095	03035	02995	02965	02944
7.95	05061	04738	04507	04340	04203	04100	03978	03883	03776	03687	03553	03442	03340	03273	03214	03132	03071	03031	03001	02979
8.00	05101	04778	04548	04380	04244	04140	04019	03924	03817	03727	03593	03482	03379	03311	03251	03169	03108	03068	03037	03015
8.05	05140	04818	04588	04421	04285	04181	04060	03964	03857	03768	03633	03521	03418	03350	03289	03206	03145	03104	03073	03051
8.10	05179	04857	04628	04461	04326	04222	04101	04005	03898	03808	03673	03560	03457	03388	03327	03243	03182	03141	03110	03088
8.15	05219	04897	04668	04502	04367	04263	04142	04046	03939	03849	03713	03600	03496	03427	03365	03281	03219	03177	03146	03125
8.20	05258	04937	04708	04542	04408	04304	04184	04087	03980	03889	03754	03640	03535	03465	03404	03318	03256	03214	03183	03161
8.25	05298	04977	04749	04583	04449	04346	04225	04129	04021	03930	03794	03680	03574	03504	03442	03356	03293	03252	03220	03198
8.30	05337	05017	04789	04624	04490	04387	04266	04170	04062	03971	03835	03720	03614	03543	03481	03394	03331	03289	03257	03235
8.35	05377	05057	04830	04664	04531	04428	04308	04211	04103	04012	03875	03760	03653	03582	03520	03433	03369	03326	03294	03272
8.40	05416	05097	04870	04705	04573	04470	04349	04253	04144	04054	03916	03800	03693	03622	03559	03471	03407	03364	03332	03309
8.45	05456	05137	04911	04746	04614	04511	04391	04294	04186	04095	03957	03841	03733	03661	03598	03509	03445	03402	03369	03347
8.50	05495	05177	04951	04787	04656	04553	04433	04336	04227	04136	03998	03881	03773	03701	03637	03548	03483	03440	03407	03384
8.55	05535	05217	04992	04828	04697	04594	04474	04378	04269	04178	04039	03922	03813	03741	03677	03587	03522	03478	03445	03422
8.60	05575	05257	05032	04869	04739	04636	04516	04419	04310	04219	04081	03963	03854	03780	03716	03626	03560	03516	03483	03460
8.65	05614	05298	05073	04910	04780	04678	04558	04461	04352	04261	04122	04004	03894	03821	03756	03665	03599	03555	03522	03499
8.70	05654	05338	05114	04952	04822	04719	04600	04503	04394	04303	04163	04045	03935	03861	03796	03705	03638	03594	03560	03537
8.75	05694	05378	05155	04993	04863	04761	04642	04545	04436	04345	04205	04086	03976	03901	03836	03744	03677	03633	03599	03576
8.80	05734	05419	05195	05034	04905	04803	04684	04587	04478	04387	04247	04128	04017	03942	03876	03784	03717	03672	03638	03614
8.85	05774	05459	05236	05076	04947	04845	04726	04629	04520	04429	04289	04169	04058	03982	03917	03824	03756	03711	03677	03653
8.90	05814	05499	05277	05117	04989	04887	04768	04671	04562	04471	04331	04211	04099	04023	03957	03864	03796	03750	03716	03692
8.95	05854	05540	05318	05159	05030	04929	04810	04714	04604	04513	04373	04252	04140	04064	03998	03904	03836	03790	03756	03732
9.00	05894	05580	05359	05200	05072	04972	04852	04756	04647	04556	04415	04294	04181	04105	04039	03944	03876	03830	03795	03771
9.05	05934	05621	05400	05242	05114	05014	04895	04798	04689	04598	04457	04336	04223	04146	04079	03985	03916	03869	03835	03811
9.10	05974	05662	05441	05283	05156	05056	04937	04841	04732	04641	04500	04378	04265	04188	04121	04025	03956	03910	03875	03850
9.15	06014	05702	05483	05325	05198	05099	04980	04884	04774	04683	04542	04421	04307	04229	04162	04066	03996	03950	03915	03890
9.20	06054	05743	05524	05367	05241	05141	05023	04926	04817	04726	04585	04463	04348	04271	04203	04107	04037	03990	03955	03930
9.25	06094	05784	05565	05408	05283	05184	05065	04969	04860	04769	04628	04505	04391	04313	04245	04148	04078	04031	03995	03971

9.30	06134	05825	05606	05450	05325	05226	05108	05012	04903	04812	04670	04548	04433	04355	04286	04189	04119	04071	04036	04011
9.35	06174	05865	05648	05492	05367	05269	05151	05055	04946	04855	04713	04591	04475	04397	04328	04230	04160	04112	04077	04052
9.40	06215	05906	05689	05534	05410	05311	05194	05098	04989	04898	04756	04633	04518	04439	04370	04272	04201	04153	04118	04093
9.45	06255	05947	05731	05576	05452	05354	05237	05141	05032	04941	04799	04676	04560	04481	04412	04314	04242	04195	04159	04133
9.50	06295	05988	05772	05618	05494	05397	05280	05184	05075	04984	04843	04719	04603	04524	04454	04355	04284	04236	04200	04175
9.55	06335	06029	05814	05660	05537	05440	05323	05227	05118	05028	04886	04762	04646	04566	04497	04397	04325	04277	04241	04216
9.60	06376	06070	05855	05702	05579	05483	05366	05270	05162	05071	04929	04806	04689	04609	04539	04439	04367	04319	04283	04257
9.65	06416	06111	05897	05744	05622	05526	05409	05314	05205	05115	04973	04849	04732	04652	04582	04481	04409	04361	04324	04299
9.70	06456	06152	05938	05786	05665	05569	05452	05357	05249	05158	05016	04893	04775	04695	04625	04524	04451	04403	04366	04341
9.75	06497	06193	05980	05829	05707	05612	05495	05400	05292	05202	05060	04936	04818	04738	04668	04566	04493	04445	04408	04383
9.80	06537	06234	06022	05871	05750	05655	05539	05444	05336	05246	05104	04980	04862	04781	04711	04609	04536	04487	04450	04425
9.85	06578	06276	06063	05913	05793	05698	05582	05488	05380	05290	05148	05024	04905	04824	04754	04652	04578	04530	04493	04467
9.90	06618	06317	06105	05956	05835	05741	05626	05531	05424	05334	05192	05068	04949	04868	04797	04694	04621	04572	04535	04509
9.95	06659	06358	06147	05998	05878	05784	05669	05575	05467	05378	05236	05112	04993	04912	04841	04737	04664	04615	04578	04552
10.00	06699	06399	06189	06040	05921	05828	05713	05619	05511	05422	05280	05156	05037	04955	04884	04780	04707	04658	04621	04595
10.05	06740	06441	06231	06083	05964	05871	05756	05662	05556	05466	05324	05200	05081	04999	04928	04824	04750	04701	04664	04637
10.10	06780	06482	06273	06126	06007	05915	05800	05706	05600	05510	05369	05244	05125	05043	04972	04867	04793	04744	04707	04680
10.15	06821	06523	06315	06168	06050	05958	05844	05750	05644	05555	05413	05289	05169	05087	05016	04911	04837	04787	04750	04724
10.20	06862	06565	06357	06211	06093	06002	05888	05794	05688	05599	05457	05333	05214	05131	05060	04954	04880	04831	04793	04767
10.25	06902	06606	06399	06253	06136	06045	05932	05839	05733	05644	05502	05378	05258	05176	05104	04998	04924	04875	04837	04811
10.30	06943	06648	06441	06296	06179	06089	05976	05883	05777	05688	05547	05422	05303	05220	05148	05042	04968	04918	04881	04854
10.35	06984	06689	06483	06339	06223	06133	06020	05927	05821	05733	05592	05467	05347	05265	05193	05086	05012	04962	04925	04898
10.40	07025	06731	06525	06382	06266	06176	06064	05971	05866	05778	05636	05512	05392	05310	05237	05131	05056	05006	04969	04942
10.45	07065	06772	06567	06425	06309	06220	06108	06016	05911	05823	05681	05557	05437	05354	05282	05175	05100	05051	05013	04986
10.50	07106	06814	06610	06467	06353	06264	06152	06060	05955	05868	05727	05602	05482	05399	05327	05219	05145	05095	05057	05030
10.55	07147	06855	06652	06510	06396	06308	06196	06105	06000	05912	05772	05647	05527	05444	05372	05264	05189	05140	05102	05075
10.60	07188	06897	06694	06553	06440	06352	06240	06149	06045	05957	05817	05693	05573	05490	05417	05309	05234	05184	05146	05119
10.65	07229	06939	06736	06596	06483	06396	06285	06194	06090	06003	05862	05738	05618	05535	05462	05354	05279	05229	05191	05164
10.70	07270	06980	06779	06639	06527	06440	06329	06239	06135	06048	05908	05784	05664	05580	05507	05399	05324	05274	05236	05209
10.75	07310	07022	06821	06682	06570	06484	06374	06283	06180	06093	05953	05829	05709	05626	05553	05444	05369	05319	05281	05254
10.80	07351	07064	06864	06726	06614	06528	06418	06328	06225	06138	05999	05875	05755	05671	05598	05489	05414	05364	05326	05299
10.85	07392	07106	06906	06769	06658	06572	06463	06373	06270	06184	06045	05921	05801	05717	05644	05535	05459	05410	05372	05344
10.90	07433	07148	06949	06812	06701	06616	06507	06418	06316	06229	06090	05967	05847	05763	05690	05580	05505	05455	05417	05390
10.95	07474	07190	06991	06855	06745	06661	06552	06463	06361	06275	06136	06013	05893	05809	05735	05626	05551	05501	05463	05435
11.00	07515	07231	07034	06898	06789	06705	06597	06508	06406	06320	06182	06059	05939	05855	05781	05672	05597	05547	05509	05481
11.05	07556	07273	07077	06942	06833	06749	06642	06553	06452	06366	06228	06105	05985	05901	05827	05718	05643	05593	05555	05527
11.10	07597	07315	07119	06985	06877	06794	06686	06599	06497	06412	06274	06151	06031	05947	05873	05764	05689	05639	05601	05573
11.15	07638	07357	07162	07028	06921	06838	06731	06644	06543	06458	06320	06197	06078	05993	05920	05810	05735	05685	05647	05619
11.20	07680	07399	07205	07072	06965	06882	06776	06689	06589	06503	06366	06244	06124	06040	05966	05857	05781	05731	05693	05666
11.25	07721	07441	07247	07115	07009	06927	06821	06735	06634	06549	06413	06290	06171	06086	06013	05903	05828	05778	05740	05712

p_r	Псевдокритическая температура T_r																		
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
11.30	07762	07483	07290	07158	07053	06972	06866	06780	06680	06595	06459	06337	06217	06133	06059	05950	05874	05825	05786	05759
11.35	07803	07525	07333	07202	07097	07016	06911	06826	06726	06642	06505	06383	06264	06180	06106	05996	05921	05871	05833	05806
11.40	07844	07568	07376	07245	07141	07061	06956	06871	06772	06688	06552	06430	06311	06227	06153	06043	05968	05918	05880	05853
11.45	07885	07610	07419	07289	07185	07106	07002	06917	06818	06734	06599	06477	06358	06274	06200	06090	06015	05965	05927	05900
11.50	07927	07652	07462	07332	07229	07150	07047	06962	06864	06780	06645	06524	06405	06321	06247	06137	06062	06012	05974	05947
11.55	07968	07694	07505	07376	07273	07195	07092	07008	06910	06827	06692	06571	06452	06368	06294	06185	06109	06060	06022	05994
11.60	08009	07736	07548	07420	07317	07240	07137	07054	06956	06873	06739	06618	06499	06415	06341	06232	06157	06107	06069	06042
11.65	08051	07779	07591	07463	07362	07285	07183	07100	07002	06919	06785	06665	06547	06463	06389	06279	06204	06154	06117	06089
11.70	08092	07821	07634	07507	07406	07330	07228	07146	07048	06966	06832	06712	06594	06510	06436	06327	06252	06202	06164	06137
11.75	08133	07863	07677	07551	07450	07375	07274	07192	07095	07013	06879	06760	06641	06558	06484	06375	06299	06250	06212	06185
11.80	08175	07905	07720	07595	07495	07420	07319	07238	07141	07059	06926	06807	06689	06605	06532	06422	06347	06298	06260	06233
11.85	08216	07948	07763	07638	07539	07465	07365	07284	07188	07106	06974	06854	06737	06653	06579	06470	06395	06346	06308	06281
11.90	08258	07990	07806	07682	07584	07510	07410	07330	07234	07153	07021	06902	06785	06701	06627	06518	06443	06394	06356	06330
11.95	08299	08033	07849	07726	07628	07555	07456	07376	07281	07200	07068	06950	06832	06749	06675	06566	06492	06442	06405	06378
12.00	08341	08075	07892	07770	07673	07600	07502	07422	07327	07246	07115	06997	06880	06797	06723	06615	06540	06491	06453	06427
12.05	08382	08117	07935	07814	07718	07646	07548	07469	07374	07293	07163	07045	06928	06845	06772	06663	06589	06540	06502	06475
12.10	08424	08160	07979	07858	07762	07691	07593	07515	07421	07340	07210	07093	06976	06893	06820	06712	06637	06588	06551	06524
12.15	08465	08202	08022	07902	07807	07736	07639	07561	07468	07387	07258	07141	07025	06942	06868	06760	06686	06637	06600	06573
12.20	08507	08245	08065	07946	07852	07781	07685	07608	07515	07435	07305	07189	07073	06990	06917	06809	06735	06686	06649	06622
12.25	08549	08287	08108	07990	07896	07827	07731	07654	07561	07482	07353	07237	07121	07038	06966	06858	06784	06735	06698	06671
12.30	08590	08330	08152	08034	07941	07872	07777	07701	07608	07529	07401	07285	07170	07087	07015	06907	06833	06785	06747	06721
12.35	08632	08373	08195	08078	07986	07918	07823	07748	07655	07576	07449	07333	07218	07136	07063	06956	06883	06834	06797	06770
12.40	08674	08415	08238	08123	08031	07963	07869	07794	07703	07624	07497	07382	07267	07185	07112	07005	06932	06883	06846	06820
12.45	08715	08458	08282	08167	08076	08009	07916	07841	07750	07671	07544	07430	07316	07233	07162	07055	06981	06933	06896	06870
12.50	08757	08500	08325	08211	08121	08054	07962	07888	07797	07719	07592	07479	07364	07282	07211	07104	07031	06983	06946	06919
12.55	08799	08543	08369	08255	08166	08100	08008	07935	07844	07766	07641	07527	07413	07332	07260	07154	07081	07033	06996	06969
12.60	08840	08586	08412	08300	08211	08145	08054	07981	07891	07814	07689	07576	07462	07381	07309	07204	07131	07083	07046	07020
12.65	08882	08628	08456	08344	08256	08191	08101	08028	07939	07862	07737	07624	07511	07430	07359	07253	07181	07133	07096	07070
12.70	08924	08671	08499	08388	08301	08237	08147	08075	07986	07909	07785	07673	07560	07479	07409	07303	07231	07183	07147	07120
12.75	08966	08714	08543	08433	08346	08282	08194	08122	08034	07957	07833	07722	07609	07529	07458	07353	07281	07234	07197	07171
12.80	09008	08757	08586	08477	08391	08328	08240	08169	08081	08005	07882	07771	07659	07579	07508	07403	07332	07284	07248	07222
12.85	09050	08800	08630	08521	08436	08374	08287	08217	08129	08053	07930	07820	07708	07628	07558	07454	07382	07335	07299	07272
12.90	09091	08842	08673	08566	08481	08420	08333	08264	08176	08101	07979	07869	07758	07678	07608	07504	07433	07386	07349	07323
12.95	09133	08885	08717	08610	08526	08466	08380	08311	08224	08149	08027	07918	07807	07728	07658	07555	07484	07437	07400	07374
13.00	09175	08928	08761	08655	08571	08512	08427	08358	08272	08197	08076	07967	07857	07778	07708	07605	07535	07488	07452	07426

13.05	09217	08971	08804	08699	08617	08557	08473	08406	08319	08245	08125	08017	07906	07828	07758	07656	07586	07539	07503	07477
13.10	09259	09014	08848	08744	08662	08603	08520	08453	08367	08293	08173	08066	07956	07878	07809	07707	07637	07590	07554	07528
13.15	09301	09057	08892	08789	08707	08649	08567	08500	08415	08341	08222	08116	08006	07928	07859	07758	07688	07642	07606	07580
13.20	09343	09100	08935	08833	08753	08696	08614	08548	08463	08390	08271	08165	08056	07978	07910	07809	07739	07693	07658	07632
13.25	09385	09143	08979	08878	08798	08742	08660	08595	08511	08438	08320	08215	08106	08029	07961	07860	07791	07745	07709	07684
13.30	09427	09186	09023	08923	08843	08788	08707	08643	08559	08486	08369	08264	08156	08079	08011	07911	07842	07797	07761	07736
13.35	09470	09229	09067	08967	08889	08834	08754	08690	08607	08535	08418	08314	08206	08130	08062	07963	07894	07849	07813	07788
13.40	09512	09272	09111	09012	08934	08880	08801	08738	08655	08583	08467	08364	08257	08180	08113	08014	07946	07901	07866	07840
13.45	09554	09315	09154	09057	08980	08926	08848	08786	08704	08632	08516	08414	08307	08231	08164	08066	07998	07953	07918	07892
13.50	09596	09358	09198	09102	09025	08973	08895	08833	08752	08681	08566	08464	08357	08282	08215	08117	08050	08006	07970	07945
13.55	09638	09401	09242	09146	09071	09019	08942	08881	08800	08729	08615	08514	08408	08333	08267	08169	08102	08058	08023	07997
13.60	09680	09444	09286	09191	09116	09065	08990	08929	08848	08778	08664	08564	08458	08384	08318	08221	08155	08111	08075	08050
13.65	09723	09487	09330	09236	09162	09112	09037	08977	08897	08827	08714	08614	08509	08435	08369	08273	08207	08163	08128	08103
13.70	09765	09530	09374	09281	09208	09158	09084	09025	08945	08876	08763	08664	08560	08486	08421	08326	08260	08216	08181	08156
13.75	09807	09573	09418	09326	09253	09204	09131	09073	08994	08925	08813	08715	08610	08537	08472	08378	08312	08269	08234	08209
13.80	09849	09616	09462	09371	09299	09251	09179	09121	09042	08974	08862	08765	08661	08588	08524	08430	08365	08322	08287	08262
13.85	09892	09659	09506	09416	09345	09297	09226	09169	09091	09023	08912	08815	08712	08640	08576	08483	08418	08375	08341	08316
13.90	09934	09703	09550	09461	09390	09344	09273	09217	09140	09072	08962	08866	08763	08691	08628	08535	08471	08429	08394	08369
13.95	09976	09746	09594	09506	09436	09391	09321	09265	09188	09121	09011	08916	08814	08743	08680	08588	08525	08482	08447	08423
14.00	10019	09789	09638	09551	09482	09437	09368	09313	09237	09170	09061	08967	08866	08795	08732	08641	08578	08536	08501	08477
14.05	10061	09832	09682	09596	09528	09484	09416	09361	09286	09219	09111	09018	08917	08846	08784	08694	08631	08589	08555	08531
14.10	10103	09875	09727	09641	09574	09530	09463	09409	09335	09268	09161	09069	08968	08898	08836	08747	08685	08643	08609	08585
14.15	10146	09919	09771	09687	09620	09577	09511	09458	09384	09318	09211	09119	09019	08950	08889	08800	08738	08697	08663	08639
14.20	10188	09962	09815	09732	09666	09624	09558	09506	09432	09367	09261	09170	09071	09002	08941	08853	08792	08751	08717	08693
14.25	10231	10005	09859	09777	09712	09671	09606	09554	09481	09417	09311	09221	09122	09054	08994	08907	08846	08805	08771	08747
14.30	10273	10049	09903	09822	09758	09717	09654	09603	09530	09466	09362	09272	09174	09106	09047	08960	08900	08860	08826	08802
14.35	10316	10092	09948	09867	09804	09764	09701	09651	09580	09516	09412	09324	09226	09158	09099	09014	08954	08914	08880	08856
14.40	10358	10135	09992	09913	09850	09811	09749	09700	09629	09565	09462	09375	09277	09211	09152	09068	09008	08969	08935	08911
14.45	10401	10179	10036	09958	09896	09858	09797	09748	09678	09615	09512	09426	09329	09263	09205	09121	09063	09023	08990	08966
14.50	10443	10222	10081	10003	09942	09905	09845	09797	09727	09664	09563	09477	09381	09316	09258	09175	09117	09078	09044	09021
14.55	10486	10266	10125	10049	09988	09952	09892	09846	09776	09714	09613	09529	09433	09368	09311	09229	09172	09133	09099	09076
14.60	10528	10309	10169	10094	10034	09999	09940	09894	09825	09764	09664	09580	09485	09421	09364	09283	09226	09188	09155	09131
14.65	10571	10352	10214	10139	10080	10046	09988	09943	09875	09814	09714	09632	09537	09473	09418	09338	09281	09243	09210	09186
14.70	10614	10396	10258	10185	10126	10093	10036	09992	09924	09864	09765	09683	09589	09526	09471	09392	09336	09298	09265	09242
14.75	10656	10439	10302	10230	10173	10140	10084	10041	09973	09914	09816	09735	09641	09579	09524	09446	09391	09353	09321	09297
14.80	10699	10483	10347	10275	10219	10187	10132	10089	10023	09964	09866	09787	09694	09632	09578	09501	09446	09409	09376	09353
14.85	10742	10526	10391	10321	10265	10234	10180	10138	10072	10014	09917	09838	09746	09685	09632	09556	09501	09464	09432	09409
14.90	10784	10570	10436	10366	10311	10281	10228	10187	10122	10064	09968	09890	09798	09738	09685	09610	09557	09520	09488	09465
14.95	10827	10613	10480	10412	10358	10328	10276	10236	10171	10114	10019	09942	09851	09791	09739	09665	09612	09576	09544	09521
15.00	10870	10657	10525	10457	10404	10375	10324	10285	10221	10164	10070	09994	09904	09845	09793	09720	09668	09632	09600	09577

Примечание. Табличную величину следует умножить на 10^3 Например: 00198 равно 1,98.

Таблица П.7

Значения $\int_0^{p_r} \left(\frac{p_r}{z}\right)^2 p p_r$

p_r	Псевдокритическая температура T_r																			
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
0.05	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000
0.10	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000
0.15	000001	000001	000001	000000	000001	000000	000000	000001	000001	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000	000000
0.20	000002	000002	000002	000002	000002	000002	000002	000002	000002	000002	000002	000002	000002	000002	000002	000002	000002	000002	000002	000002
0.25	000005	000005	000005	000005	000005	000005	000005	000005	000005	000005	000004	000004	000004	000004	000004	000004	000004	000004	000004	000004
0.30	000010	000010	000009	000009	000009	000008	000008	000009	000009	000008	000008	000008	000008	000008	000008	000008	000008	000008	000008	000008
0.35	000016	000016	000016	000015	000015	000014	000014	000015	000014	000014	000014	000013	000013	000013	000013	000013	000013	000013	000013	000013
0.40	000025	000025	000024	000023	000023	000022	000022	000022	000022	000022	000021	000021	000021	000020	000020	000020	000020	000020	000020	000020
0.45	000038	000036	000035	000033	000034	000032	000032	000032	000032	000031	000030	000030	000030	000030	000029	000029	000029	000029	000029	000029
0.50	000054	000051	000050	000047	000047	000045	000045	000045	000045	000043	000042	000041	000041	000041	000041	000040	000040	000040	000040	000040
0.55	000074	000070	000068	000064	000064	000061	000061	000061	000060	000058	000057	000056	000055	000055	000055	000054	000053	000053	000053	000053
0.60	000100	000094	000091	000085	000085	000081	000080	000080	000079	000077	000075	000073	000073	000072	000072	000071	000070	000070	000070	000070
0.65	000132	000124	000118	000111	000109	000105	000103	000103	000102	000099	000096	000094	000093	000092	000091	000091	000089	000089	000089	000089
0.70	000172	000160	000151	000142	000139	000133	000130	000130	000129	000125	000121	000118	000117	000116	000115	000114	000112	000111	000111	000111
0.75	000220	000204	000191	000178	000174	000167	000163	000162	000160	000155	000150	000147	000145	000144	000142	000140	000139	000137	000137	000137
0.80	000280	000256	000238	000221	000215	000205	000201	000199	000196	000190	000184	000179	000177	000175	000173	000171	000169	000167	000167	000167
0.85	000352	000318	000294	000271	000263	000250	000244	000241	000237	000230	000222	000216	000213	000211	000208	000205	000203	000200	000200	000200
0.90	000441	000392	000358	000329	000317	000303	000294	000290	000284	000275	000266	000259	000255	000251	000248	000245	000242	000238	000238	000238
0.95	000548	000479	000433	000397	000380	000362	000350	000345	000337	000326	000315	000306	000301	000297	000293	000289	000285	000281	000281	000280
1.00	000678	000582	000520	000474	000450	000428	000414	000406	000397	000383	000370	000359	000353	000348	000343	000338	000333	000328	000328	000326
1.05	000838	000703	000619	000561	000531	000502	000486	000475	000463	000448	000431	000418	000410	000404	000398	000392	000386	000380	000380	000377
1.10	001038	000846	000733	000660	000622	000587	000567	000552	000537	000520	000500	000483	000474	000466	000460	000451	000445	000437	000437	000433
1.15	001290	001015	000864	000773	000723	000681	000657	000638	000620	000600	000574	000555	000544	000535	000527	000516	000509	000500	000500	000495
1.20	001612	001212	001013	000899	000837	000786	000756	000733	000711	000687	000656	000634	000620	000609	000600	000588	000578	000568	000568	000562
1.25	002035	001445	001183	001040	000965	000903	000866	000837	000810	000782	000747	000720	000704	000691	000681	000667	000655	000642	000642	000635
1.30	002614	001721	001377	001199	001106	001031	000986	000952	000920	000887	000847	000814	000795	000780	000768	000751	000738	000724	000723	000714
1.35	003425	002049	001597	001377	001263	001172	001117	001077	001039	001001	000955	000916	000893	000876	000862	000842	000828	000813	000810	000800
1.40	004589	002438	001847	001575	001437	001329	001262	001214	001169	001126	001072	001027	000999	000980	000964	000940	000925	000908	000904	000893
1.45	006079	002905	002133	001796	001629	001500	001420	001363	001310	001260	001198	001147	001115	001092	001074	001047	001028	001010	001005	000992
1.50	007732	003469	002457	002042	001841	001686	001591	001524	001463	001407	001334	001275	001238	001213	001191	001161	001139	001120	001113	001099
1.55	009541	004137	002824	002316	002075	001890	001777	001699	001628	001563	001480	001413	001371	001342	001317	001282	001258	001237	001228	001211
1.60	011494	004908	003236	002618	002331	002113	001979	001889	001806	001733	001639	001561	001514	001480	001452	001412	001384	001362	001352	001331
1.65	013590	005779	003697	002951	002611	002355	002198	002094	001998	001915	001808	001720	001665	001628	001596	001551	001521	001495	001483	001459
1.70	015807	006740	004209	003318	002917	002615	002433	002315	002204	002111	001989	001889	001827	001785	001749	001699	001665	001636	001621	001595
1.75	018113	007792	004777	003722	003250	002898	002686	002551	002424	002319	002183	002069	002000	001952	001913	001856	001818	001785	001767	001740

1.80	020479	008930	005402	004163	003612	003203	002960	002806	002660	002542	002389	002261	002184	002131	002086	002022	001980	001944	001922	001893
1.85	022896	010146	006087	004643	004003	003533	003253	003078	002912	002779	002607	002465	002379	002319	002270	002198	002151	002111	002086	002055
1.90	025352	011433	006835	005168	004427	003887	003568	003370	003181	003032	002840	002682	002585	002519	002464	002385	002332	002288	002259	002226
1.95	027847	012794	007649	005739	004883	004268	003903	003680	003467	003302	003087	002911	002803	002729	002670	002581	002524	002474	002441	002407
2.00	030380	014222	008530	006359	005374	004677	004262	004010	003771	003587	003347	003153	003032	002952	002887	002787	002726	002670	002633	002595
2.05	032939	015715	009480	007032	005901	005115	004646	004360	004093	003890	003623	003410	003274	003187	003114	003005	002938	002876	002835	002793
2.10	035515	017275	010499	007762	006468	005583	005055	004733	004435	004210	003913	003682	003529	003433	003353	003234	003161	003093	003047	003001
2.15	038108	018898	011587	008546	007076	006082	005490	005129	004798	004548	004221	003967	003798	003693	003604	003474	003394	003319	003270	003219
2.20	040710	020580	012745	009382	007723	006614	005952	005549	005180	004904	004546	004268	004082	003965	003869	003727	003638	003557	003501	003448
2.25	043319	022321	013969	010273	008410	007178	006442	005993	005584	005280	004887	004583	004379	004250	004145	003992	003893	003806	003743	003686
2.30	045935	024122	015255	011215	009140	007780	006961	006462	006010	005677	005243	004913	004692	004550	004435	004268	004163	004066	003996	003935
2.35	048557	025979	016602	012205	009912	008418	007508	006957	006458	006095	005618	005259	005017	004863	004738	004556	004443	004337	004261	004195
2.40	051194	027881	018004	013244	010728	009091	008086	007479	006930	006533	006013	005621	005358	005191	005055	004858	004736	004620	004537	004466
2.45	053845	029829	019458	014330	011588	009798	008695	008027	007427	006992	006425	006001	005714	005534	005386	005173	005041	004915	004825	004749
2.50	056503	031821	020967	015463	012492	010543	009336	008602	007943	007472	006857	006399	006087	005890	005732	005501	005359	005223	005125	005044
2.55	059164	033854	022524	016644	013436	011327	010010	009206	008494	007975	007307	006814	006476	006263	006091	005844	005689	005543	005437	005349
2.60	061832	035926	024118	017869	014420	012147	010716	009839	009065	008503	007778	007246	006882	006652	006463	006201	006032	005876	005762	005667
2.65	064504	038036	025752	019139	015443	013008	011458	010502	009663	009054	008268	007696	007305	007055	006853	006570	006389	006222	006100	005997
2.70	067182	040185	027432	020450	016509	013907	012230	011194	010287	009629	008780	008164	007746	007476	007256	006954	006759	006581	006449	006340
2.75	069865	042373	029149	021807	017616	014844	013038	011916	010938	010227	009315	008654	008202	007911	007676	007355	007145	006953	006811	006694
2.80	072559	044592	030896	023201	018764	015821	013882	012670	011617	010850	009869	009163	008677	008364	008111	007769	007546	007340	007186	007061
2.85	075265	046838	032671	024638	019955	016834	014764	013455	012325	011502	010447	009691	009170	008835	008564	008199	007960	007740	007575	007442
2.90	077975	049109	034476	026112	021185	017887	015680	014273	013061	012179	011049	010289	009682	009322	009033	008643	008390	008155	007979	007837
2.95	080682	051406	036309	027624	022457	018982	016631	015122	013827	012882	011672	010807	010213	009828	009516	009105	008834	008584	008396	008243
3.00	083392	053723	038174	029181	023769	020115	017617	016005	014621	013612	012320	011395	010761	010349	010019	009582	009293	009028	008828	008664
3.05	086113	056053	040068	030772	025122	021286	018638	016921	015447	014368	012994	012007	011329	010891	010537	010075	009767	009487	009272	009099
3.10	088837	058397	041986	032402	026513	022497	019691	017871	016303	015153	013690	012641	011917	011452	011075	010584	010257	009962	009731	009549
3.15	091565	060761	043931	034066	027940	023747	020782	018854	017190	015965	014412	013296	012526	012030	011629	011109	010762	010452	010206	010011
3.20	094302	063142	045907	035766	029402	025032	021910	019872	018106	016805	015157	013973	013153	012628	012201	011653	011284	010957	010696	010488
3.25	097049	065537	047914	037501	030901	026353	023072	020928	019053	017675	015929	014673	013801	013244	012792	012214	011822	011479	011201	010981
3.30	099799	067944	049947	039271	032436	027710	024267	022017	020031	018569	016725	015398	014470	013881	013401	012792	012376	012013	011720	011490
3.35	102552	070363	052006	041077	034008	029109	025502	023139	021040	019494	017545	016147	015162	014537	014028	013387	012948	012565	012254	012012
3.40	105308	072788	054092	042907	035613	030541	026772	024293	022081	020449	018394	016920	015877	015214	014676	014000	013536	013132	012805	012550
3.45	108068	075221	056200	044773	037253	032009	028078	025479	023155	021434	019267	017716	016610	015909	015342	014630	014141	013717	013373	013104
3.50	110830	077665	058328	046671	038927	033516	029420	026699	024260	022447	020170	018536	017367	016628	016027	015278	014764	014319	013955	013672
3.55	113594	080124	060483	048599	040633	035056	030792	027950	025397	023491	021099	019376	018147	017369	016733	015948	015405	014939	014553	014257
3.60	116360	082600	062662	050558	042369	036636	032202	029234	026566	024563	022054	020241	018951	018129	017459	016636	016064	015576	015169	014855
3.65	119141	085087	064866	052543	044138	038249	033644	030550	027765	025667	023040	021132	019779	018913	018204	017343	016741	016231	015799	015471
3.70	121913	087584	067094	054553	045938	039896	035118	031899	028996	026800	024052	022052	020628	019717	018973	018069	017433	016901	016447	016105
3.75	124688	090091	069341	056581	047769	041578	036625	033280	030259	027962	025092	022998	021502	020542	019761	018814	018144	017589	017114	016753

P_r	Псевдокритическая температура T_r																			
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
3.80	127471	092608	071609	058642	049631	043301	038166	034695	031555	029153	026159	023971	022396	021390	020569	019574	018873	018296	017798	017419
3.85	130261	095135	073896	060729	051524	045059	039745	036144	032883	030373	027254	024970	023316	022260	021401	020354	019622	019022	018497	018104
3.90	133053	097672	076203	062835	053446	046847	041358	037625	034245	031623	028378	025996	024258	023150	022254	021154	020391	019763	019216	018803
3.95	135847	100222	078533	064967	055396	048665	042999	039138	035638	032903	029530	027049	025226	024066	023127	021974	021175	020524	019953	019521
4.00	138649	102787	080885	067119	057377	050520	044676	040683	037061	034214	030711	028126	026216	025004	024022	022815	021979	021300	020706	020259
4.05	141457	105360	083256	069290	059389	052405	046387	042261	038514	035555	031916	029230	027233	025963	024938	023676	022803	022096	021478	021011
4.10	144268	107942	085645	071488	061429	054321	048127	043871	039998	036923	033151	030358	028273	026948	025875	024558	023643	022912	022270	021784
4.15	147080	110538	088056	073712	063493	056267	049892	045514	041512	038322	034411	031515	029336	027956	026835	025461	024504	023744	023078	022576
4.20	149894	113146	090488	075963	065580	058246	051686	047191	043057	039748	035701	032696	030421	028987	027816	026386	025386	024597	023906	023384
4.25	152710	115763	092938	078235	067696	060249	053516	048898	044633	041206	037017	033901	031531	030040	028819	027328	026285	025466	024751	024212
4.30	155532	118387	095406	080533	069839	062284	055376	050636	046240	042691	038364	035136	032663	031117	029850	028291	027206	026357	025616	025061
4.35	158356	121024	097890	082859	072008	064352	057273	052405	047876	044209	039737	036396	033825	032217	030903	029277	028147	027264	026498	025926
4.40	161176	123673	100391	085205	074205	066445	059202	054206	049541	045755	041136	037682	035011	033340	031980	030285	029107	028193	027401	026808
4.45	163997	126330	102910	087572	076425	068564	061155	056038	051236	047328	042567	038998	036221	034487	033080	031315	030088	029144	028326	027711
4.50	166820	128994	105444	089959	078669	070715	063133	057901	052960	048936	044025	040339	037456	035663	034203	032364	031087	030112	029267	028635
4.55	169645	131671	107995	092367	080939	072893	065143	059796	054713	050572	045510	041707	038716	036859	035350	033436	032108	031102	030231	029577
4.60	172471	134358	110562	094789	083235	075098	067178	061720	056494	052231	047023	043101	040002	038079	036517	034531	033148	032110	031212	030536
4.65	175303	137052	113144	097232	085555	077322	069245	063673	058303	053918	048563	044521	041312	039324	037707	035645	034211	033140	032211	031518
4.70	178145	139753	115742	099696	087897	079573	071338	065658	060141	055635	050131	045968	042649	040594	038923	036783	035292	034189	033233	032521
4.75	180989	142466	118359	102182	090261	081852	073464	067671	062008	057382	051727	047443	044011	041890	040163	037940	036396	035261	034273	033543
4.80	183829	145189	120988	104681	092649	084157	075615	069711	063904	059158	053352	048944	045400	043211	041423	039121	037520	036351	035335	034582
4.85	186671	147922	123624	107201	095058	086482	077793	071780	065826	060958	055005	050473	046810	044557	042708	040321	038662	037461	036416	035645
4.90	189513	150666	126275	109743	097490	088835	079988	073881	067776	062788	056681	052024	048246	045925	044019	041546	039828	038593	037516	036726
4.95	192357	153421	128940	112299	099944	091209	082222	076011	069754	064648	058386	053604	049704	047319	045355	042791	041014	039745	038639	037826
5.00	195202	156185	131616	114877	102419	093603	084474	078165	071759	066533	060115	055205	051189	048734	046712	044061	042225	040917	039787	038949
5.05	198048	158959	134302	117476	104915	096025	086752	080341	073791	068449	061873	056836	052702	050176	048096	045352	043455	042112	040953	040092
5.10	200899	161743	137002	120097	107433	098475	089057	082543	075851	070396	063655	058495	054236	051645	049500	046662	044710	043328	042139	041258
5.15	203754	164532	139715	122732	109972	100946	091383	084772	077936	072368	065467	060177	055799	053135	050931	047999	045985	044563	043349	042444
5.20	206611	167327	142443	125382	112533	103439	093736	087026	080045	074365	067309	061882	057384	054653	052384	049356	047280	045823	044579	043654
5.25	209469	170132	145185	128047	115114	105945	096116	089307	082183	076388	069176	063616	058997	056194	053858	050739	048601	047103	045829	044884
5.30	212327	172946	147940	130733	117714	108473	098524	091614	084348	078436	071067	065381	060638	057756	055360	052144	049943	048403	047104	046139
5.35	215186	175766	150708	133434	120330	111021	100953	093946	086537	080509	072983	067169	062303	059346	056883	053570	051305	049729	048400	047415
5.40	218051	178590	153490	136150	122967	113592	103403	096301	088752	082609	074930	068981	063991	060960	058429	055022	052689	051076	049716	048710
5.45	220916	181424	156285	138888	125624	116184	105881	098679	090991	084734	076902	070817	065708	062601	060002	056496	054098	052444	051052	050026
5.50	223778	184266	159092	141641	128298	118798	108381	101079	093255	086886	078893	072683	067448	064266	061599	057992	055530	053833	052415	051367

5.55	226641	187117	161912	144409	130989	121433	110901	103502	095543	089084	080909	074575	069218	065954	063217	059516	056982	055248	053798	052730
5.60	229509	189977	164741	147184	133696	124083	113443	105947	097856	091268	082957	076490	071012	067671	064865	061062	058456	056684	055202	054113
5.65	232381	192845	167579	149974	136419	126747	116006	108415	100193	093500	085030	078437	072830	069411	066535	062630	059952	058142	056628	055523
5.70	235257	195722	170429	152779	139159	129426	118591	110905	102555	095751	087130	080409	074673	071175	068229	064220	061476	059622	058081	056954
5.75	238139	198607	173291	155599	141915	132120	121190	113417	104942	098029	089255	082400	076539	072963	069946	065833	063022	061129	059555	058407
5.80	241024	201500	176166	158434	144686	134836	123811	115951	107353	100334	091401	084422	078430	074775	071686	067475	064590	062658	061051	059886
5.85	243915	204398	179048	161284	147473	137574	126454	118504	109788	102667	093572	086470	080352	076611	073450	069140	066180	064209	062569	061388
5.90	246809	207300	181932	164142	150276	140327	129111	121076	112247	105020	095770	088544	082299	078472	075239	070827	067799	065783	064115	062911
5.95	249708	210210	184820	167014	153091	143095	131790	123669	114731	107400	097994	090644	084271	080357	077051	072538	069441	067379	065683	064457
6.00	252608	213128	187719	169895	155917	145877	134491	126284	117239	109801	100239	092763	086268	082267	078887	074279	071105	068998	067273	066025
6.05	255507	216053	190630	172783	158759	148675	137214	128921	119771	112230	102510	094908	088291	084201	080747	076043	072793	070639	068886	067616
6.10	258411	218986	193552	175678	161620	151487	139952	131579	122324	114687	104809	097079	090339	086160	082632	077825	074504	072304	070522	069234
6.15	261323	221927	196486	178589	164499	154315	142713	134259	124898	117165	107134	099277	092412	088151	084542	079631	076239	073992	072187	070876
6.20	264242	224875	199427	181508	167393	157157	145488	136960	127496	119672	109480	101501	094505	090167	086476	081467	077997	075703	073875	072541
6.25	267169	227830	202375	184442	170301	160023	148285	139679	130117	122199	111854	103746	096624	092209	088436	083328	079779	077437	075586	074229
6.30	270102	230793	205334	187383	173224	162903	151098	142416	132763	124748	114248	106017	098770	094270	090420	085213	081585	079196	077321	075940
6.35	273037	233760	208304	190332	176159	165799	153925	145174	135432	127319	116670	108323	100941	096356	092430	087122	083415	080984	079079	077680
6.40	275972	236730	211281	193297	179104	168709	156760	147952	138122	129911	119120	110648	103139	098469	094465	089057	085270	082796	080861	079444
6.45	278910	239707	214265	196269	182063	171628	159610	150748	140832	132524	121591	112994	105363	100607	096526	091016	087148	084632	082667	081232
6.50	281848	242691	217259	199257	185036	174562	162483	153562	143562	135167	124084	115368	107608	102772	098613	093001	089052	086492	084497	083044
6.55	284790	245681	220265	202252	188024	177511	165371	156396	146313	137832	126604	117762	109879	104957	100719	095011	090980	088377	086357	084881
6.60	287742	248679	223276	205255	191025	180475	168275	159254	149087	140518	129146	120184	112178	107168	102851	097046	092933	090287	088236	086741
6.65	290701	251684	226295	208266	194036	183463	171201	162132	151882	143226	131709	122634	114503	109406	105009	099107	094911	092221	090140	088626
6.70	293663	254295	229324	211285	197058	186466	174142	165024	154693	145964	134301	125105	116856	111664	107193	101193	096915	094181	092068	090536
6.75	296632	257713	232363	214311	200093	189485	177099	167929	157524	148725	136915	127605	119230	113949	109405	103299	098944	096159	094021	092470
6.80	299608	260737	235408	217345	203141	192519	180071	170851	160375	151507	139557	130125	121631	116261	111642	105431	100998	098169	095999	094429
6.85	302591	263767	238459	220387	206200	195561	183059	173794	163246	154305	142222	132667	124053	118600	113907	107583	103078	100204	098003	096414
6.90	305580	266803	241520	223445	209264	198619	186062	176756	166137	157125	144908	135237	126503	120967	116192	109761	105184	102265	100032	098424
6.95	308575	269846	244591	226518	212338	201692	189088	179738	169047	159967	147617	137829	128974	123354	118504	111965	107316	104351	102086	100459
7.00	311577	272895	247667	229599	215426	204773	192130	182740	171977	162833	150355	140443	131473	125769	120843	114197	109475	106464	104166	102520
7.05	314581	275951	250750	232696	218526	207870	195188	185758	174926	165721	153108	143086	133994	128212	123210	116454	111659	108602	106272	104606
7.10	317589	279012	253839	235801	221638	210982	198269	188792	177895	168632	155883	145750	136536	130676	125597	118739	113864	110761	108404	106719
7.15	320600	282079	256933	238913	224764	214103	201366	191843	180882	171558	158680	148437	139106	133168	128012	121051	116095	112945	110562	108857
7.20	323610	285152	260037	242034	227902	217239	204478	194909	183889	174507	161500	151152	141698	135682	130448	123384	118353	115156	112747	111022
7.25	326623	288231	263150	245162	231052	220399	207607	197995	186916	177479	164343	153890	144312	138224	132912	125744	120638	117394	114951	113207
7.30	329646	291316	266272	248299	234216	223575	210751	201100	189961	180467	167208	156651	146955	140787	135405	128131	122950	119659	117183	115418
7.35	332678	294407	269403	251451	237391	226767	213911	204224	193026	183470	170096	159433	149626	143372	137918	130539	125289	121951	119441	117656
7.40	335715	297503	272542	254619	240578	229975	217087	207368	196109	186488	173007	162288	152320	145985	140460	132975	127649	124263	121725	119920
7.45	338756	300604	275690	257795	243778	233191	220279	210526	199211	189530	175941	165066	155043	148621	143023	135439	130036	126602	124037	122212
7.50	341798	303712	278847	260979	246990	236423	223487	213701	202331	192596	178898	167916	157789	151278	145615	137924	132451	128969	126377	124531

p_r	Псевдокритическая температура T_r																		
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
7.55	344847	306825	282013	264171	250213	239664	226711	216890	205471	195677	181878	170789	160556	153964	148229	140438	134894	131356	128743	126877
7.60	347902	309946	285188	267371	253449	242920	229943	220092	208628	198782	184873	173684	163346	156673	150864	142980	137358	133771	131131	129244
7.65	350931	313076	288371	270579	256692	246184	233192	223309	211804	201910	187899	176603	166159	159411	153529	145543	139850	136214	133546	131638
7.70	353965	316212	291562	273795	259944	249465	236456	226544	214999	205054	190949	179544	168994	162171	156215	148128	142364	138685	135989	134060
7.75	357033	319353	294762	277019	263208	252753	239728	229797	218212	208214	194015	182509	171859	164961	158931	150741	144906	141184	138460	136510
7.80	360103	322498	297970	280259	266486	256050	243017	233069	221443	211398	197104	185504	174747	167774	161669	153384	147476	143705	140959	138988
7.85	363178	325650	301186	283507	269779	259363	246322	236355	224689	214598	200216	188515	177658	170609	164429	156048	150075	146254	143487	141495
7.90	366263	328809	304407	286764	273087	262684	249643	239652	227949	217822	203345	191549	180592	173466	167219	158742	152703	148824	146036	144029
7.95	369354	331973	307632	290028	276410	266022	252980	242961	231228	221063	206497	194599	183549	176347	170032	161458	155353	151424	148613	146585
8.00	372446	335141	310863	293300	279743	269367	256326	246285	234525	224319	209673	197672	186529	179250	172867	164196	158032	154052	151213	149170
8.05	375544	338313	314098	296581	283088	272721	259688	249623	237835	227583	212873	200769	189539	182176	175732	166964	160734	156709	153841	151777
8.10	378649	341489	317338	299869	286447	276083	263066	252972	241160	230864	216089	203890	192574	185133	178628	169754	163464	159395	156491	154412
8.15	381763	344671	320583	303166	289820	279453	266461	256335	244500	234169	219034	207034	195631	188113	181546	172574	166217	162104	159170	157077
8.20	384882	347861	323836	306471	293205	282832	269864	259716	247854	237498	222577	210202	198705	191116	184488	175416	168992	164842	161878	159763
8.25	388004	351058	327097	309784	296599	286226	273284	263114	251223	240843	225850	213394	201801	194142	187452	178289	171797	167609	164609	162479
8.30	391127	354260	330365	313105	300006	289630	276712	266530	254605	244205	229146	216610	204922	197192	190447	181185	174625	170399	167369	165217
8.35	394254	357466	333641	316434	303420	293049	280156	269961	258005	247584	232459	219842	208066	200265	193466	184103	177482	173219	170159	167984
8.40	397390	360678	336924	319780	306840	296485	283609	273402	261422	250979	235789	223098	211234	203362	196508	187052	180370	176062	172972	170782
8.45	400533	363893	340214	323134	310271	299930	287070	276853	264853	254390	239142	226379	214426	206491	199574	190025	183289	178927	175807	173602
8.50	403684	367116	343511	326496	313713	303391	290540	280318	268298	257818	242521	229676	217642	209635	202663	193028	186230	181823	178672	176452
8.55	406843	370346	346816	329866	317160	306861	294018	283797	271760	261263	245916	232997	220882	212803	205783	196054	189195	184749	181568	179325
8.60	410006	373584	350128	333244	320616	310338	297512	287289	275238	264724	249327	236334	224139	215995	208927	199104	192182	187698	184486	182228
8.65	413174	376829	353448	336631	324078	313824	301015	290794	278730	268201	252755	239696	227419	219219	212095	202185	195201	190670	187435	185154
8.70	416347	380082	356775	340034	327546	317319	304526	294313	282236	271696	256199	243083	230724	222459	215287	205290	198243	193674	190407	188111
8.75	419524	383342	360111	343446	331022	320830	308046	297845	285758	275207	259669	246486	234035	225723	218495	208418	201316	196700	193411	191091
8.80	422708	386608	363458	346865	334503	324350	311582	301391	289297	278727	263163	249914	237399	229012	221735	211570	204413	199758	196437	194094
8.85	425897	389879	366811	350293	337995	327878	315127	304949	292852	282272	266675	253358	240769	232325	225000	214746	207542	202839	199495	197128
8.90	429090	393154	370172	353729	341497	331423	318689	308521	296423	285833	270203	256819	244164	235663	228288	217946	210694	205943	202576	200186
8.95	432290	396439	373539	357174	345008	334976	322259	312105	300008	289412	273747	260306	247584	239025	231601	221179	213870	209080	205680	203267
9.00	435495	399734	376913	360627	348528	338546	325846	315703	303605	293007	277309	263817	251020	242411	234939	224435	217070	212240	208817	206380
9.05	438703	403036	380294	364088	352059	342125	329450	319313	307216	296611	280896	267345	254481	245814	238293	227715	220294	215432	211977	209516
9.10	441916	406345	383681	367557	355599	345712	333062	322937	310840	300232	284500	270898	257967	249242	241671	231020	223542	218648	215161	212684
9.15	445133	409660	387078	371035	359148	349307	336692	326577	314479	303870	288121	274468	261470	252695	245074	234349	226814	221888	218377	215884
9.20	448035	412982	390484	374521	362706	352911	340330	330232	318138	307526	291751	278055	264990	256164	248502	237695	230111	225160	221617	219108
9.25	451580	416312	393897	378016	366273	356532	343976	333900	321813	311198	295397	281668	268534	259659	251955	241065	233432	228457	224881	222356

9.30	454810	419647	397317	381518	369850	360162	347632	337581	325499	314887	299061	285297	272104	263179	255433	244460	236778	231778	228178	225629
9.35	458044	422990	400742	385030	373433	363800	351304	341273	329199	318594	302750	288952	275691	266723	258936	247880	240148	235124	231499	228925
9.40	461284	426339	404175	388541	377022	367446	354985	344975	332911	322318	306457	292625	279304	270285	262464	251324	243543	238494	234845	232255
9.45	464530	429694	407613	392069	380620	371101	358674	348686	336635	326050	310181	296314	282934	273872	266017	254794	246963	241889	238215	235609
9.50	467781	433053	411058	395605	384227	374765	362372	352409	340372	329800	313922	300021	286589	277485	269587	258288	250407	245317	241610	238995
9.55	471039	436415	414508	399142	387842	378437	366079	356144	344124	333558	317680	303744	290269	281114	273182	261808	253877	248770	245030	242407
9.60	474300	439783	417965	402686	391467	382118	369803	359891	347895	337343	321456	307494	293967	284769	276803	265344	257371	252247	248482	245843
9.65	477563	443158	421431	406240	395097	384808	373535	363650	351681	341145	325249	311261	297683	288441	280450	268906	260891	255750	251960	249304
9.70	480828	446539	424906	409801	398733	389506	377276	367421	355479	344955	329060	315046	301415	292139	284114	272493	264436	259278	255463	252798
9.75	484098	449926	428387	413372	402378	393212	381026	371204	359292	348784	332888	318848	305174	295855	287803	276105	268014	262832	258991	256318
9.80	487375	453319	431874	416942	406031	396927	384793	374999	363121	352620	336725	322667	308958	299596	291510	279735	271618	266410	262553	259863
9.85	490658	456718	435366	420520	409693	400660	388569	378805	366962	356475	340579	326504	312760	303354	295242	283390	275248	270014	266140	263433
9.90	493944	460121	438865	424116	413363	404401	392353	382622	370814	360347	344451	330358	316588	307139	298992	287062	278894	273644	269752	267037
9.95	497233	463526	442372	427720	417043	408151	396147	386452	374680	364236	348341	334230	320434	310949	302768	290760	282566	277299	273390	270666
10.00	500529	466937	445888	431332	420730	411909	399948	390294	378562	368144	352248	338120	324297	314778	306570	294484	286264	280980	277054	274322
10.05	503831	470355	449408	434953	424425	415676	403768	394145	382454	372060	356164	342027	328178	318623	310398	298234	289988	284686	280752	278002
10.10	507136	473778	452934	438583	428128	419461	407596	398009	386358	375985	360098	345952	332076	322495	314243	302010	293738	288419	284476	281709
10.15	510444	477206	456469	442212	431840	423254	411433	401883	390277	379928	364050	349895	336001	326394	318115	305812	297514	292177	288226	285450
10.20	513758	480641	460012	445850	435563	427056	415278	405772	394210	383888	368019	353856	339944	330310	322005	309631	301316	295970	292001	289217
10.25	517079	484081	463561	449407	439297	430858	419133	409676	398154	387857	372007	357834	343904	334252	325921	313477	305144	299781	295803	293002
10.30	520402	487527	467115	453152	443039	434668	422996	413591	402110	391845	376012	361830	347892	338213	329855	317349	308998	303618	299631	296812
10.35	523729	490979	470674	456816	446789	438488	426868	417517	406081	395841	380035	365844	351897	342200	333816	321247	312870	307481	303486	300649
10.40	527059	494435	474239	460488	450547	442316	430758	421454	410065	399846	384076	369876	355920	346205	337794	325163	316769	311371	307367	304512
10.45	530393	497898	477810	464160	454313	446153	434656	425402	414060	403869	388126	373926	359961	350228	341790	329106	320694	315296	311274	308411
10.50	533729	501367	481385	467841	458087	449998	438563	429361	418067	407901	392194	377994	364029	354278	345813	333075	324645	319247	315208	312336
10.55	537069	504840	484966	471530	461869	453853	442480	433330	422084	411942	396280	382080	368115	358346	349854	337072	328615	323217	319168	316287
10.60	540412	508320	488552	475228	465659	457716	446405	437311	426113	416001	400384	386184	372219	362432	353913	341086	332611	327213	323155	320266
10.65	543759	511804	492143	478935	469457	461597	450338	441303	430154	420078	404497	390307	376341	366537	357999	345118	336634	331236	327179	324371
10.70	547108	515295	495740	482642	473261	465478	454281	445306	434211	424173	408629	394456	380482	370659	362103	349177	340684	335286	331229	328303
10.75	550461	518790	499344	486357	477071	469367	458242	449321	438278	428277	412769	398624	384641	374799	366226	353263	344761	339363	335297	332362
10.80	553817	522288	502955	490081	480885	473266	462211	453352	442355	432391	416928	402810	388827	378958	370366	357367	348865	343467	339392	336448
10.85	557176	525788	506572	493805	484706	477173	466189	457392	446446	436513	421105	407006	393022	383135	374525	361498	352997	347589	343514	340561
10.90	560538	529294	510194	497537	488535	481089	470177	461443	450552	440653	425291	411219	397236	387330	378711	365657	357155	351739	347664	344702
10.95	563903	532806	513824	501278	492372	485014	474173	465504	454667	444803	429486	415451	401468	391544	382915	369834	361332	355916	351841	348870
11.00	567273	536322	517461	505019	496216	488939	478178	469576	458793	448971	433700	419692	405709	395776	387138	374038	365537	360111	356036	353065
11.05	570649	539843	521103	508769	500067	492873	482192	473661	462932	453148	437932	423943	409978	400027	391379	378270	369769	364334	360259	357288
11.10	574027	543369	524750	512519	503926	496816	486215	477760	467085	457334	442182	428212	414265	404295	395648	382521	374019	368585	364509	361538
11.15	577409	546901	528406	516277	507788	500767	490247	481869	471249	461538	446451	432499	418580	408592	399936	386799	378297	372863	368787	365816
11.20	580797	550437	532068	520044	511655	504728	494288	485987	475422	465752	450729	436805	422905	412907	404242	391105	382603	377169	373093	370122
11.25	584189	553979	535735	523820	515528	508697	498338	490117	479609	469984	455017	441130	427248	417241	408575	395429	386928	381493	377418	374447

p_r	Псевдокритическая температура T_r																		
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50	1.60	1.70	1.80	1.90	2.00	2.20	2.40	2.60	2.80	3.00
11.30	587586	557525	539406	527596	519410	512676	502397	494256	483809	474225	459313	445473	431610	421593	412928	399782	391280	385846	381770	378799
11.35	590989	561077	543083	531381	523299	516663	506465	498406	488019	478485	463629	449834	435990	425965	417299	404153	395651	390217	386151	383180
11.40	594395	564633	546763	535174	527195	520659	510542	502565	492239	482754	467953	454206	440389	430364	421698	408552	400051	394616	390559	387588
11.45	597804	568195	550448	538967	531098	524673	514628	506734	496472	487032	472296	458595	444798	434782	426116	412970	404469	399043	394987	392025
11.50	601218	571758	554139	542769	535007	528687	518723	510912	500718	491319	476649	463004	449225	439219	430553	417407	408905	403490	399442	396490
11.55	604637	575324	557833	546579	538923	532710	522828	515104	504974	495616	481020	467422	453672	443674	435009	421863	413370	407964	403926	400974
11.60	608058	578894	561532	550390	542846	536742	526941	519308	509239	499922	485400	471859	458137	448149	439483	426347	417855	412458	408429	405487
11.65	611482	582470	565235	554210	546776	540783	531063	523523	513517	504246	489790	476305	462621	452642	443977	430850	422367	416980	412961	410028
11.70	614911	586050	568944	558038	550716	544824	535194	527747	517808	508580	494199	480770	467114	457155	448499	435381	426908	421530	417521	414597
11.75	618346	589634	572656	561875	554666	548874	539344	531980	522112	512923	498617	485254	471627	461686	453030	439932	431478	426109	422100	419186
11.80	621783	593224	576373	565720	558622	552924	543503	536224	526429	517285	503053	489748	476158	466227	457581	444511	436067	430708	426708	423804
11.85	625222	596818	580094	569566	562585	556983	547662	540476	530755	521656	507500	494260	480709	470788	462160	449140	440684	435335	431345	428450
11.90	628667	600417	583820	573420	566555	561051	551829	544738	535091	526037	511955	498782	485279	475376	466759	453727	445321	439991	436011	433126
11.95	632116	604020	587550	577275	570531	565128	556006	549010	539440	530427	516430	503314	489868	479975	471376	458374	449987	444667	440706	437821
12.00	635568	607625	591284	581138	574514	569214	560192	553291	543801	534826	520914	507864	494466	484592	476013	463039	454672	449371	445420	442545
12.05	639023	611232	595022	585010	578503	573300	564388	557584	548171	539234	525408	512434	499084	489229	480669	467725	459386	454105	450163	447298
12.10	642481	614844	598764	588891	582499	577396	568592	561890	552550	543662	529920	517013	503720	493895	485345	472439	464129	458868	454926	452070
12.15	645945	618460	602510	592771	586502	581500	572806	566205	556939	548099	534452	521612	508367	498580	490049	477172	468902	463650	459718	456872
12.20	649411	622081	606261	596652	590510	585613	577029	570528	561337	552545	538993	526229	513033	503275	494773	481935	473694	468462	464540	461704
12.25	652880	625706	610016	600542	594525	589735	581261	574861	565743	557010	543543	530857	517718	507989	499516	486718	478506	473293	469391	466555
12.30	656353	629335	613774	604440	598547	593858	585502	579203	570162	561485	548103	535503	522413	512723	504279	491529	483347	478144	474262	471436
12.35	659831	632969	617537	608339	602574	597989	589752	583555	574593	565969	552673	540169	527127	517476	509062	496361	488208	483025	479152	476336
12.40	663311	636607	621304	612246	606608	602130	594012	587915	579033	570462	557262	544844	531860	522249	513864	501222	493099	487936	484073	481266
12.45	666794	640250	625075	616153	610648	606270	598281	592287	583482	574965	561860	549529	536604	527041	518685	506103	498009	492876	489023	486216
12.50	670281	643894	628850	620069	614694	610420	602559	596671	587940	579487	566478	554234	541367	531853	523527	511003	502950	497846	494003	491196
12.55	673773	647539	632628	623994	618744	614578	606846	601064	592410	584019	571105	558048	546149	536684	528388	515923	507910	502836	499003	496206
12.60	677268	651189	636411	627919	622797	618746	611143	605466	596892	588560	575742	563682	550941	541535	533268	520864	512890	507846	504033	501247
12.65	680765	654844	640197	631853	626853	622923	615449	609876	601382	593110	580388	568425	555753	546406	538169	525834	517900	512886	509083	506307
12.70	684267	658502	643988	635787	630912	627100	619755	614295	605884	597670	585054	573188	560575	551297	543089	530824	522940	517956	514163	511397
12.75	687774	662165	647782	639730	634978	631286	624070	618723	610399	602240	589730	577961	565416	556197	548029	535834	528000	523047	519274	516508
12.80	691284	665829	651580	643681	639049	635482	628394	623159	614922	606819	594415	582753	570277	561117	552989	540874	533090	528167	524405	521649
12.85	694799	669496	655382	647633	643126	639677	632728	627605	619456	611408	599110	587555	575158	566058	557969	545934	538201	533308	529566	526829
12.90	698319	673167	659190	651594	647210	643881	637071	632061	624003	616016	603814	592376	580058	571018	562969	551024	543332	538470	534748	532022
12.95	701843	676842	663005	655554	651299	648095	641424	636530	628557	620634	608538	597218	584969	575988	567979	556135	548493	543661	539960	537245
13.00	705369	680521	666824	659523	655394	652318	645786	641004	633120	625261	613272	602069	589899	580978	573020	561266	553685	548884	545203	542487

13.05	708897	684204	670646	663493	659494	656541	650157	645482	637692	629898	618015	606930	594849	585988	578080	566417	558897	554137	550466	547761
13.10	712429	687891	674471	667471	663601	660773	654528	649973	642275	634544	622778	611811	599809	591018	583160	571538	564130	559411	555760	553066
13.15	715966	691582	678300	671449	667714	665014	658908	654475	646870	639200	627550	616711	604789	596068	588261	576730	569393	564715	561075	558401
13.20	719506	695278	682134	675437	671834	669264	663298	658985	651476	643866	632333	621621	609779	601128	593381	582003	574677	570040	566421	563757
13.25	723051	698977	685972	679424	675961	673515	667688	663503	656093	648551	637125	626542	614789	606208	598522	587245	579982	575396	571788	569144
13.30	726600	702677	689813	683420	680090	677774	672087	668026	660719	653236	641927	631482	619819	611299	603683	592509	585317	580773	577185	574552
13.35	730153	706379	693661	687425	684225	682043	676496	672557	665355	657941	646749	636432	624859	616409	608855	597793	590673	586181	582614	579992
13.40	733709	710085	697514	691430	688366	686312	680914	677103	670004	662655	651580	641402	629919	621540	614047	603108	596060	591620	588064	585452
13.45	737267	713795	701371	695444	692512	690590	685341	681660	674660	667379	656421	646382	634990	626691	619259	608443	601468	597080	593545	590943
13.50	740828	717509	705232	699468	696663	694877	689778	686225	679324	672113	661273	651382	640070	631863	624492	613799	606897	602562	599047	596466
13.55	744394	721226	709096	703491	700821	699174	694224	690799	683999	676856	666134	656392	645170	637055	629755	619176	612357	608074	604576	602010
13.60	747964	724944	712963	707523	704984	703471	698680	695380	688685	681609	671004	661412	650281	642267	635039	624584	617838	613608	610114	607575
13.65	751538	728665	716833	711555	709153	707777	703136	699969	693379	686382	675895	666452	655412	647489	640333	630013	623351	619162	615689	613172
13.70	755116	732389	720707	715596	713327	712083	707601	704565	698081	691164	680796	671502	660553	652722	645648	635463	628884	624748	621297	618790
13.75	758698	736116	724584	719646	717506	716398	712075	709169	702790	695947	685716	676573	665714	657975	650983	640933	634449	630356	626925	624440
13.80	762281	739847	728465	723696	721691	720722	716559	713781	707510	700739	690646	681653	670896	663249	656339	646435	640036	635995	632586	630122
13.85	765867	743583	732349	727746	725879	725047	721053	718405	712242	705541	695576	686743	676088	668543	661716	651958	645654	641655	638268	635825
13.90	769456	747319	736239	731805	730073	729381	725546	723039	716984	710363	700517	691844	681300	673847	667104	657502	651293	647337	643971	641550
13.95	773049	751056	740135	735864	734272	733724	730049	727680	721737	715194	705477	696965	686522	679173	672512	663067	656953	653051	649706	647306
14.00	776646	754797	744033	739932	738475	738067	734562	732330	726498	720035	710447	702095	691765	684518	677940	668654	662635	658797	655473	653084
14.05	780248	758542	747935	744009	742684	742419	739074	736987	731270	724886	715437	707247	697018	689874	683400	674272	668338	664564	661262	658895
14.10	783851	762290	751840	748086	746899	746781	743596	741652	736052	729747	720437	712408	702282	695251	688871	679911	674074	670353	667083	664738
14.15	787456	766041	755749	752172	751121	751143	748119	746324	740842	734618	725447	717589	707566	700649	694363	685571	679830	676174	672926	670602
14.20	791064	769795	759660	756258	755348	755514	752650	751003	745639	739499	730467	722781	712860	706067	699875	691253	685608	682028	678791	676488
14.25	794677	773549	763577	760344	759581	759885	757191	755690	750446	744390	735497	727983	718175	711496	705409	696956	691419	687903	684688	682396
14.30	798292	777306	767501	764430	763819	764266	761742	760385	755263	749290	740537	733206	723500	716935	710953	702681	697251	693800	690606	688336
14.35	801913	781077	771426	768525	768062	768646	766302	765090	760089	754200	745587	738438	728835	722395	716518	708437	703115	699719	696558	694310
14.40	805534	784851	775356	772629	772312	773036	770862	769805	764921	759121	750647	743681	734191	727877	722104	714215	709001	705670	702531	700305
14.45	809156	788619	779288	776734	776571	777426	775432	774528	769761	764051	755717	748945	739558	733379	727711	720015	714909	711644	708537	706322
14.50	812783	792390	783223	780838	780834	781825	780911	779258	774607	768991	760798	754218	744945	738891	733340	725836	720839	717639	714565	712361
14.55	816414	796165	787162	784951	785099	786234	784590	783995	779461	773941	765888	759502	750343	744425	738990	731679	726801	723656	720615	718433
14.60	820047	799944	791105	789064	789367	790652	789169	788739	784322	778901	770999	764796	755761	749969	744661	737543	732785	729706	726687	724538
14.65	823685	803726	795054	793187	793640	795079	793758	793493	789190	783871	776119	770111	761200	755534	750343	743430	738791	735778	732792	730665
14.70	827327	807508	799007	797309	797917	799506	798357	798255	794064	788851	781250	775436	766650	761109	756046	749337	744830	741883	738920	736826
14.75	830972	811293	802962	801440	802197	803943	802955	803029	798949	793841	786391	780772	772110	766706	761770	755267	750891	748010	745080	743003
14.80	834618	815080	806920	805572	806482	808380	807563	807810	803845	798841	791542	786128	777581	772324	767506	761229	756974	754171	751263	749213
14.85	838267	818871	810881	809703	810771	812826	812181	812597	808750	803851	796704	791494	783072	777953	773262	767214	763079	760353	757468	755441
14.90	841918	822665	814845	813844	815065	817273	816798	817391	813667	808861	801875	796871	788574	783592	779040	773220	769218	766552	763695	761702
14.95	845574	826462	818812	817984	819364	821728	821454	822192	818593	813881	807067	802258	794097	789253	784829	779248	775378	772786	769956	767985
15.00	849232	830263	822784	822134	823668	826184	826110	827000	823533	818922	812269	807656	799631	794934	790640	785298	781561	779035	776239	774302

Примечание. Табличную величину следует умножить на 10^{-3}. Например: 00198 равно 1,98.

Значения $\left[0{,}5+\int_{p_r}^{3}\frac{z/p_r}{1+B(z/p_r)^2}dp_r\right]T_r$

p_r	$T_r = 1.5$				$T_r = 1.6$				$T_r = 1.7$			
	$B = 0$	$B = 5$	$B = 10$	$B = 20$	$B = 0$	$B = 5$	$B = 10$	$B = 20$	$B = 0$	$B = 5$	$B = 10$	$B = 20$
1.0	1.4236	0.9215	0.7876	0.6790	1.4613	0.9233	0.7852	0.6755	1.4927	0.9242	0.7828	0.6719
1.1	1.3380	0.9032	0.7773	0.6735	1.3733	0.9052	0.7751	0.6702	1.4031	0.9063	0.7728	0.6666
1.2	1.2606	0.8838	0.7662	0.6675	1.2939	0.8861	0.7642	0.6643	1.3219	0.8874	0.7621	0.6609
1.3	1.1902	0.8636	0.7545	0.6611	1.2213	0.8661	0.7527	0.6580	1.2476	0.8676	0.7507	0.6547
1.4	1.1255	0.8427	0.7420	0.6562	1.1547	0.8454	0.7404	0.6513	1.1792	0.8471	0.7387	0.6481
1.5	1.0659	0.8212	0.7289	0.6468	1.0931	0.8242	0.7276	0.6440	1.1159	0.8261	0.7260	0.6410
1.6	1.0107	0.7993	0.7153	0.6390	1.0359	0.8025	0.7142	0.6364	1.0570	0.8045	0.7129	0.6336
1.7	0.9603	0.7772	0.7012	0.6308	0.9825	0.7705	0.7003	0.6284	1.0020	0.7827	0.6992	0.6258
1.8	0.9113	0.7549	0.6866	0.6223	0.9325	0.7583	0.6860	0.6201	0.9503	0.7605	0.6851	0.6177
1.9	0.8662	0.7326	0.6718	0.6134	0.8856	0.7360	0.6714	0.6113	0.9018	0.7383	0.6707	0.6092
2.0	0.8238	0.7102	0.6566	0.6042	0.8413	0.7136	0.6564	0.6023	0.8559	0.7159	0.6559	0.6004
2.1	0.7838	0.6880	0.6413	0.5946	0.7994	0.6913	0.6412	0.5930	0.8124	0.6936	0.6408	0.5914
2.2	0.7459	0.6660	0.6257	0.5849	0.7597	0.6691	0.6258	0.5834	0.7711	0.6713	0.6256	0.5821
2.3	0.7099	0.6442	0.6100	0.5748	0.7220	0.6471	0.6102	0.5736	0.7318	0.6491	0.6101	0.5725
2.4	0.6758	0.6226	0.5943	0.5646	0.6860	0.6252	0.5946	0.5636	0.6944	0.6271	0.5946	0.5627
2.5	0.6432	0.6013	0.5785	0.5542	0.6516	0.6036	0.5788	0.5534	0.6585	0.6053	0.5789	0.5526
2.6	0.6121	0.5804	0.5627	0.5435	0.6188	0.5823	0.5630	0.5430	0.6242	0.5837	0.5631	0.5424
2.7	0.5823	0.5597	0.5469	0.5328	0.5873	0.5612	0.5472	0.5324	0.5913	0.5623	0.5473	0.5320
2.8	0.5537	0.5395	0.5312	0.5220	0.5570	0.5405	0.5314	0.5217	0.5597	0.5413	0.5315	0.5214
2.9	0.5263	0.5195	0.5155	0.5110	0.5280	0.5201	0.5156	0.5109	0.5293	0.5205	0.5157	0.5108
3.0	0.5000	0.5000	0.5000	0.5000	0.5000	0.5000	0.5000	0.5000	0.5000	0.5000	0.5000	0.5000
3.1	0.4745	0.4807	0.4845	0.4890	0.4729	0.4802	0.4843	0.4890	0.4717	0.4797	0.4842	0.4891
3.2	0.4500	0.4619	0.4692	0.4780	0.4469	0.4607	0.4688	0.4780	0.4443	0.4598	0.4686	0.4781
3.3	0.4262	0.4433	0.4540	0.4666	0.4217	0.4416	0.4534	0.4669	0.4179	0.4402	0.4530	0.4671
3.4	0.4031	0.4251	0.4390	0.4555	0.3973	0.4228	0.4381	0.4557	0.3922	0.4210	0.4376	0.4561
3.5	0.3808	0.4074	0.4241	0.4443	0.3736	0.4043	0.4229	0.4446	0.3674	0.4020	0.4222	0.4450
3.6	0.3590	0.3897	0.4093	0.4331	0.3506	0.3861	0.4079	0.4334	0.3432	0.3833	0.4070	0.4338
3.7	0.3379	0.3724	0.3947	0.4219	0.3283	0.3682	0.3930	0.4222	0.3198	0.3649	0.3918	0.4227
3.8	0.3173	0.3554	0.3802	0.4108	0.3065	0.3506	0.3782	0.4110	0.2970	0.3468	0.3768	0.4115
3.9	0.2972	0.3387	0.3659	0.3997	0.2853	0.3333	0.3636	0.3999	0.2747	0.3289	0.3619	0.4003
4.0	0.2776	0.3222	0.3517	0.3886	0.2646	0.3163	0.3491	0.3887	0.2531	0.3114	0.3472	0.3891
4.1	0.2584	0.3060	0.3377	0.3776	0.2444	0.2995	0.3348	0.3776	0.2319	0.2941	0.3326	0.3780
4.2	0.2396	0.2900	0.3238	0.3665	0.2246	0.2830	0.3206	0.3665	0.2112	0.2771	0.3181	0.3668
4.3	0.2211	0.2743	0.3101	0.3556	0.2053	0.2667	0.3065	0.3554	0.1910	0.2603	0.3037	0.3557
4.4	0.2031	0.2588	0.2965	0.3446	0.1864	0.2506	0.2925	0.3444	0.1711	0.2437	0.2895	0.3446
4.5	0.1853	0.2434	0.2830	0.3337	0.1678	0.2348	0.2787	0.3334	0.1517	0.2274	0.2754	0.3335
4.6	0.1679	0.2283	0.2696	0.3229	0.1495	0.2191	0.2650	0.3224	0.1327	0.2112	0.2614	0.3225
4.7	0.1508	0.2134	0.2564	0.3121	0.1316	0.2037	0.2515	0.3115	0.1140	0.1954	0.2476	0.3115
4.8	0.1340	0.1986	0.2432	0.3014	0.1140	0.1884	0.2380	0.3006	0.0957	0.1797	0.2339	0.3005
4.9	0.1174	0.1841	0.2302	0.2907	0.0966	0.1734	0.2247	0.2898	0.0777	0.1642	0.2203	0.2896
5.0	0.1011	0.1697	0.2173	0.2800	0.0796	0.1585	0.2115	0.2791	0.0600	0.1488	0.2068	0.2787

Таблица П. 9

Значения $\int_{p_r}^{12} \frac{z/p_r}{1+B(z/p_r)^2}\,dp_r$

p_r	$T_r = 1.5$			$T_r = 1.6$			$T_r = 1.7$		
	$B = 0$	$B = 5$	$B = 10$	$B = 0$	$B = 5$	$B = 10$	$B = 0$	$B = 5$	$B = 10$
2.0	1.5946	1.3471	1.1904	1.6458	1.3708	1.2027	1.6925	1.3926	1.2134
2.1	1.5546	1.3249	1.1751	1.6040	1.3485	1.1875	1.6490	1.3703	1.1983
2.2	1.5167	1.3029	1.1595	1.5643	1.3263	1.1721	1.6077	1.3480	1.1831
2.3	1.4808	1.2811	1.1438	1.5275	1.3042	1.1565	1.5684	1.3258	1.1676
2.4	1.4466	1.2595	1.1281	1.4906	1.2824	1.1408	1.5310	1.3038	1.1521
2.5	1.4140	1.2382	1.1123	1.4562	1.2608	1.1251	1.4951	1.2820	1.1364
2.6	1.3829	1.2173	1.0965	1.4234	1.2395	1.1093	1.4608	1.2604	1.1206
2.7	1.3531	1.1966	1.0807	1.3919	1.2184	1.0935	1.4279	1.2497	1.1048
2.8	1.3246	1.1764	1.0650	1.3616	1.1977	1.0777	1.3963	1.2180	1.0890
2.9	1.2972	1.1564	1.0493	1.3325	1.1772	1.0619	1.3659	1.1972	1.0732
3.0	1.2708	1.1369	1.0338	1.3045	1.1571	1.0462	1.3366	1.1767	1.0575
3.1	1.2453	1.1176	1.0187	1.2775	1.1373	1.0306	1.3082	1.1565	1.0417
3.2	1.2208	1.0988	1.0030	1.2515	1.1179	1.0151	1.2809	1.1366	1.0261
3.3	1.1970	1.0803	0.9878	1.2262	1.0988	0.9997	1.2544	1.1170	1.0105
3.4	1.1740	1.0621	0.9728	1.2018	1.0800	0.9844	1.2288	1.0977	0.9951
3.5	1.1516	1.0442	0.9579	1.1782	1.0615	0.9692	1.2039	1.0787	0.9797
3.6	1.1299	1.0266	0.9431	1.1552	1.0433	0.9542	1.1798	1.0600	0.9645
3.7	1.1087	1.0093	0.9285	1.1329	1.0254	0.9393	1.1563	1.0416	0.9493
3.8	1.0881	0.9923	0.9140	1.1112	1.0078	0.9245	1.1336	1.0235	0.9343
3.9	1.0680	0.9756	0.8997	1.0899	0.9905	0.9099	1.1113	1.0057	0.9194
4.0	1.0484	0.9591	0.8856	1.0692	0.9735	0.8954	1.0897	0.9881	0.9047
4.1	1.0292	0.9429	0.8715	1.0490	0.9567	0.8810	1.0685	0.9708	0.8901
4.2	1.0104	0.9269	0.8576	1.0292	0.9401	0.8668	1.0478	0.9538	0.8756
4.3	0.9920	0.9112	0.8439	1.0099	0.9239	0.8528	1.0276	0.9370	0.8612
4.4	0.9739	0.8957	0.8303	0.9909	0.9078	0.8388	1.0077	0.9204	0.8470
4.5	0.9562	0.8804	0.8168	0.9723	0.8919	0.8250	0.9883	0.9041	0.8239
4.6	0.9388	0.8652	0.8034	0.9541	0.8763	0.8113	0.9693	0.8880	0.8189
4.7	0.9216	0.8503	0.7902	0.9361	0.8608	0.7977	0.9506	0.8721	0.8051
4.8	0.9048	0.8356	0.7770	0.9185	0.8456	0.7843	0.9323	0.8564	0.7914
4.9	0.8882	0.8210	0.7640	0.9012	0.8305	0.7710	0.9143	0.8409	0.7778
5.0	0.8719	0.8066	0.7511	0.8842	0.8156	0.7578	0.8966	0.8256	0.7643
5.1	0.8558	0.7923	0.7384	0.8674	0.8009	0.7447	0.8791	0.8104	0.7509
5.2	0.8400	0.7783	0.7257	0.8508	0.7864	0.7317	0.8620	0.7945	0.7377
5.3	0.8243	0.7643	0.7131	0.8345	0.7720	0.7188	0.8451	0.7797	0.7246
5.4	0.8089	0.7505	0.7007	0.8184	0.7577	0.7060	0.8285	0.7651	0.7115
5.5	0.7936	0.7369	0.6883	0.8026	0.7436	0.6933	0.8120	0.7506	0.6986
5.6	0.7785	0.7233	0.6760	0.7869	0.7297	0.6807	0.7958	0.7363	0.6858
5.7	0.7636	0.7090	0.6638	0.7714	0.7158	0.6683	0.7799	0.7221	0.6730
5.8	0.7488	0.6966	0.6517	0.7561	0.7021	0.6559	0.7641	0.7081	0.6604
5.9	0.7342	0.6834	0.6396	0.7410	0.6886	0.6435	0.7485	0.6942	0.6479
6.0	0.7198	0.6703	0.6277	0.7260	0.6751	0.6313	0.7331	0.6805	0.6354
6.1	0.7055	0.6573	0.6158	0.7112	0.6618	0.6192	0.7179	0.6668	0.6231
6.2	0.6913	0.6445	0.6040	0.6966	0.6486	0.6071	0.7039	0.6533	0.6108
6.3	0.6773	0.6317	0.5923	0.6821	0.6355	0.5952	0.6880	0.6400	0.5986
6.4	0.6634	0.6190	0.5807	0.6678	0.6225	0.5833	0.6733	0.6267	0.5866
6.5	0.6496	0.6065	0.5691	0.6536	0.6096	0.5715	0.6588	0.6135	0.5746
6.6	0.6360	0.5940	0.5576	0.6396	0.5968	0.5597	0.6444	0.6005	0.5626
6.7	0.6224	0.5816	0.5461	0.6257	0.5841	0.5481	0.6301	0.5875	0.5508
6.8	0.6090	0.5692	0.5347	0.6119	0.5715	0.5365	0.6160	0.5747	0.5390
6.9	0.5957	0.5570	0.5234	0.5982	0.5590	0.5250	0.6020	0.5620	0.5273
7.0	0.5824	0.5448	0.5122	0.5847	0.5466	0.5135	0.5882	0.5493	0.5157

p_r	$T_r = 1.5$			$T_r = 1.6$			$T_r = 1.7$		
	$B = 0$	$B = 5$	$B = 10$	$B = 0$	$B = 5$	$B = 10$	$B = 0$	$B = 5$	$B = 10$
7.1	0.5693	0.5327	0.5010	0.5712	0.5343	0.5021	0.5745	0.5368	0.5041
7.2	0.5562	0.5207	0.4898	0.5579	0.5221	0.4908	0.5609	0.5243	0.4927
7.3	0.5433	0.5088	0.4787	0.5447	0.5099	0.4796	0.5474	0.5120	0.4811
7.4	0.5304	0.4969	0.4677	0.5315	0.4978	0.4684	0.5340	0.4997	0.4699
7.5	0.5176	0.4851	0.4567	0.5185	0.4858	0.4572	0.5207	0.4875	0.4586
7.6	0.5049	0.4733	0.4457	0.5056	0.4739	0.4461	0.5076	0.4754	0.4474
7.7	0.4923	0.4616	0.4349	0.4928	0.4620	0.4351	0.4945	0.4634	0.4363
7.8	0.4797	0.4500	0.4240	0.4800	0.4503	0.4242	0.4816	0.4514	0.4252
7.9	0.4673	0.4384	0.4132	0.4674	0.4385	0.4133	0.4687	0.4396	0.4141
8.0	0.4549	0.4269	0.4025	0.4548	0.4269	0.4024	0.4560	0.4278	0.4032
8.1	0.4425	0.4155	0.3918	0.4423	0.4153	0.3916	0.4433	0.4161	0.3922
8.2	0.4303	0.4041	0.3811	0.4299	0.4038	0.3809	0.4307	0.4044	0.3814
8.3	0.4181	0.3927	0.3705	0.4176	0.3924	0.3702	0.4182	0.3928	0.3706
8.4	0.4059	0.3814	0.3599	0.4053	0.3810	0.3595	0.4058	0.3813	0.3598
8.5	0.3939	0.3702	0.3494	0.3931	0.3696	0.3489	0.3935	0.3698	0.3491
8.6	0.3818	0.3589	0.3389	0.3810	0.3583	0.3383	0.3812	0.3585	0.3385
8.7	0.3699	0.3478	0.3284	0.3690	0.3491	0.3278	0.3691	0.3471	0.3279
8.8	0.3579	0.3367	0.3180	0.3570	0.3359	0.3173	0.3570	0.3359	0.3173
8.9	0.3461	0.3256	0.3076	0.3451	0.3248	0.3069	0.3450	0.3247	0.3068
9.0	0.3343	0.3146	0.2972	0.3332	0.3137	0.2965	0.3330	0.3135	0.2964
9.1	0.3225	0.3036	0.2869	0.3214	0.3027	0.2862	0.3211	0.3024	0.2860
9.2	0.3108	0.2926	0.2766	0.3097	0.2917	0.2758	0.3093	0.2914	0.2756
9.3	0.2992	0.2817	0.2664	0.2980	0.2808	0.2656	0.2976	0.2804	0.2653
9.4	0.2876	0.2709	0.2561	0.2864	0.2699	0.2553	0.2859	0.2695	0.2550
9.5	0.2760	0.2600	0.2460	0.2748	0.2591	0.2451	0.2743	0.2586	0.2448
9.6	0.2645	0.2492	0.2358	0.2663	0.2483	0.2350	0.2627	0.2477	0.2345
9.7	0.2531	0.2385	0.2257	0.2519	0.2375	0.2248	0.2512	0.2370	0.2244
9.8	0.2417	0.2278	0.2156	0.2405	0.2268	0.2147	0.2397	0.2262	0.2143
9.9	0.2303	0.2171	0.2055	0.2291	0.2162	0.2047	0.2284	0.2155	0.2042
10.0	0.2190	0.2065	0.1955	0.2178	0.2055	0.1947	0.2170	0.2049	0.1941
10.1	0.2077	0.1959	0.1855	0.2065	0.1949	0.1847	0.2057	0.1943	0.1841
10.2	0.1964	0.1853	0.1755	0.1953	0.1844	0.1747	0.1945	0.1837	0.1742
10.3	0.1852	0.1748	0.1655	0.1841	0.1739	0.1648	0.1833	0.1732	0.1642
10.4	0.1741	0.1643	0.1556	0.1730	0.1634	0.1549	0.1722	0.1627	0.1543
10.5	0.1629	0.1538	0.1457	0.1619	0.1529	0.1450	0.1611	0.1523	0.1454
10.6	0.1519	0.1433	0.1358	0.1508	0.1425	0.1351	0.1501	0.1419	0.1346
10.7	0.1408	0.1329	0.1260	0.1398	0.1322	0.1253	0.1391	0.1315	0.1248
10.8	0.1298	0.1225	0.1131	0.1289	0.1218	0.1155	0.1281	0.1212	0.1150
10.9	0.1188	0.1122	0.1063	0.1179	0.1115	0.1058	0.1172	0.1109	0.1053
11.0	0.1078	0.1018	0.0966	0.1070	0.1012	0.0960	0.1064	0.1007	0.0956
11.1	0.0969	0.0915	0.0868	0.0962	0.0910	0.0863	0.0956	0.0904	0.0859
11.2	0.0860	0.0813	0.0771	0.0853	0.0807	0.0766	0.0818	0.0803	0.0762
11.3	0.0752	0.0710	0.0673	0.0746	0.0705	0.0670	0.0741	0.0701	0.0666
11.4	0.0648	0.0608	0.0577	0.0638	0.0604	0.0573	0.0634	0.0600	0.0570
11.5	0.0535	0.0506	0.0480	0.0531	0.0502	0.0477	0.0527	0.0499	0.0474
11.6	0.0428	0.0404	0.0383	0.0424	0.0401	0.0381	0.0421	0.0399	0.0379
11.7	0.0320	0.0303	0.0287	0.0317	0.0301	0.0285	0.0315	0.0298	0.0284
11.8	0.0213	0.0201	0.0191	0.0211	0.0200	0.0190	0.0210	0.0198	0.0189
11.9	0.0106	0.0100	0.0095	0.0105	0.0100	0.0095	0.0104	0.0099	0.0094

Таблица П. 16а

Коэффициент расхода F_b для трубного соединения. Стандартная и текущая температуры 15,55° С. Стандартное абсолютное давление 1,035 ат, относительный удельный вес 1

Диаметр отверстия, дюймы	Размеры труб, номинальный и действительный внутренний диаметры, дюймы																
	2		3		4		6			8			10		12		16	
	1.939	2.067	2,900	3.068	3.826	4.026	5.189	5.761	6.065	7.625	7.981	8.071	10.020	10.136	11.938	12.090	15.000	15.250
0.250	12.813	12.800	12.753	12.748	12.727	12.722												
0.375	29.097	29.005	28.710	28.682	28.598	28.584												
0.500	52.816	52.481	51.353	51.243	50.936	50.886	50.705	50.652	50.628									
0.625	84.919	84.083	81.142	80.835	79.974	79.835	79.349	79-217	79.162									
0.750	126.86	124.99	118.67	118.00	116.05	115.73	114.61	114.32	114.20									
0.875	181.02	177.08	164.58	163.31	159.57	158.94	156.71	156.13	155.89	155·10	154.99	154.96						
1.000	251.10	243.27	219.76	217.52	211.03	209.91	205.91	204.84	204.41	203·00	202.80	202.75						
1.125	342.98	327.98	285.48	281.66	270.90	269.10	262.51	260.71	259.98	257·62	257·28	257·20	256.01	255.96				
1.250	465.99	437.99	363.41	357.12	339.87	337.05	326.85	324.02	322.86	319·10	318·56	318.44	316.56	316.49	315.57	315.51		
1.375	.....	583.96	455.82	445.74	418.79	414.51	399.30	395.08	393.33	387·62	386·81	386·62	383·79	383·68	382.30	382.22		
1.500	.....	.....	565.79	549.94	508.76	502.38	480.23	474·20	471.69	463·39	462·19	461·92	457·79	457 63	455.64	455.52	453.78	
1.625	.....	.....	697.43	672.95	611.11	601.80	570.14	561·73	558.24	546·61	544·92	544·53	538·69	538 45	535.66	535.48	533.07	532.93
1.750	.....	.....	856.37	819.05	727.54	714.16	669.63	658.08	653.33	637·51	635.19	634·65	626.61	626.29	622.45	622.20	618.92	618.73
1.875	.....	.....	1,050.4	993.98	860.17	841 19	779.40	763.77	757.39	736·34	733.23	732.52	721·70	721 27	716.10	715.78	711.39	711.13
2.000	.....	.....	1,290.7	1,205.6	1,011.7	985.04	900.28	879.38	870.93	843·34	839·29	838·35	824.12	823.54	816.73	816.30	810.53	810.19
2.125	.....	.....	.....	1,465.1	1,185.3	1,148.4	1,033·2	1,005.6	994.52	958·78	953.58	952·38	934.02	933.27	924.44	923·88	916.43	915.99
2.250	.....	.....	.....	.....	1,385.4	1,334.4	1,179.4	1,143.2	1,128.8	1,083·0	1,076·4	1,074.9	1,051·6	1,050.6	1,039.4	1,038.7	1,092.6	1,028.6
2,375	.....	.....	.....	.....	1,617.2	1,547 3	1,340.2	1,293·1	1,274.6	1,216·3	1,208·0	1,206·1	1,177.0	1,175.8	1,161.6	1,160.7	1,148.8	1,148.1
2.500	.....	.....	.....	.....	1,887.6	1,792.3	1,517·2	1,456.4	1,432·7	1,359·2	1,348·8	1,346·5	1,310.5	1,309.0	1,291.4	1,290.2	1,275.4	1,274.5
2.625	.....	.....	.....	.....	2,206.0	2,075·9	1,712.3	1,634.3	1,604.3	1,512·0	1,499·2	1,496·3	1,452.1	1,450.3	1,428.7	1,427.4	1,409.1	1,408.0
2.750	.....	.....	.....	.....	.....	2,407.0	1,927·6	1,828.3	1,790.3	1,675·4	1,659·7	1,656·1	1,602.3	1,600.1	1,573.9	1,572.2	1,549.9	1,548.6
2.875	.....	.....	.....	.....	.....	.....	2,165.9	2,039.9	1,992.2	1,849·9	1,830·6	1,826·3	1,761.0	1,758.4	1,726.9	1,724.9	1,698.1	1,696.5
3.000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	2,430·2	2,271.2	2,211.6	2,036.0	2.012.7	2,007·3	1,928.8	1,925.6	1,888.1	1,885.7	1,853.6	1,851.7
3,125	.....	.....	.....	.....	.....	.....	2,724·4	2,524.3	2,450.1	2,234·7	2,206.4	2,199·9	2,105.7	2,102.0	2,057.5	2,054.7	2,016.6	2,014.3
3.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	3,052·8	2,801.8	2,709.9	2,446·5	2,412.4	2,404·7	2,292.2	2,287.8	2,235.4	2,232.1	2,187.2	2,184.5
3.375	.....	.....	.....	.....	.....	.....	3,420·9	3.106.9	2,993.3	2,672·5	2,631·6	2,622.3	2.488.6	2,483.4	2,421.8	2,418.0	2.365.5	2.362.4
3.500	.....	.....	.....	.....	.....	.....	3,835.7	3,443.0	3.303.0	2,913·7	2,864·7	2,853·7	2,695.3	2,689.1	2,617 2	2,612.6	2,551.7	2,548.1
3.625	.....	.....	.....	.....	.....	.....	4,305.7	3,814.4	3,642.3	3,171·1	3,112·7	3,099·6	2,912.7	2,905.5	2,821.6	2,816.3	2,745.9	2,741.7
3.750	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	4.226.3	4,014.8	3,446.0	3.376.6	3,361 0	3.141 2	3,132.7	3,035.3	3,029.3	2,948.1	2,943.3
3.875	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	4,684.9	4,425.1	3,739·9	3,657·6	3,639·2	3,381.3	3,371.5	3,258.7	3,251.7	3,158.6	3,153.1
4.000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	5,197.7	4,878.4	4,054·2	3,957·0	3,935·2	3,633.5	3,622.1	3,492.0	3.483.9	3,377.5	3,371.2
4.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	4,751.4	4,616.6	4,586.6	4,176.8	4,161.6	3,989.5	3,979.0	3,840.9	3,832.8
4.500	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	5,554.7	5.369.0	5,327.9	4,776.2	4,756.1	4,530.8	4,517.2	4,339.8	4,329.6
4.750	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	6,485.3	6,231·1	6,175.2	5,437.9	5,411·5	5,119.0	5,101.5	4,875.8	4,862.9
5.000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	7,571.4	7,224.3	7,148.7	6,169.2	6,134.9	5,757.8	5,735.4	5,450.5	5,434.3
5.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8,850.3	8,376.3	8,274.0	6,978.9	6,934.4	6,451.5	6,423.2	6,065.9	6,045.9
5.500	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	9,723.8	9,585.1	7,877 2	7,820.0	7,205.1	7,169.5	6,724.1	6,699.4
5.750	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8,876.3	8,803.1	8,024.2	7,979.6	7,427.6	7,397.4
6.000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	9,991.2	9,897 8	8,915.4	8,859.8	8,179.2	8,142.3

Продолжение табл. П. 10а

Диаметр отверстия, дюймы	Размеры труб, номинальный и действительный внутренний диаметры, дюймы																
	2		3		4		6			8			10		12		16	
	1.939	2.067	2.900	3.068	3.826	4.026	5.189	5.761	6.065	7.625	7.981	8.071	10.020	10.136	11.938	12.090	15.000	15.250
6.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	11.240	11.121	9.886.1	9.817.2	8.981.7	8.937.0
6.500	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	12.644	12.492	10.945	10.860	9.838.7	9.784.7
6.750	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	14.230	14.038	12.103	11.998	10.754	10.689
7.000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	16.035	15.790	13.371	13.242	11.732	11.654
7.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	14.762	14.604	12.777	12.684
7.500	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	16.294	16.101	13.894	13.783
7.750	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	17.986	17.750	15.090	14.959
8.000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	19.861	19.572	16.371	16.216
8.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	21.947	21.593	17.746	17.561
8.500	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	19.221	19.003
8.750	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	20.807	20.551
9.000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	22.515	22.214
9.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	24.356	24.003
9.500	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	26.346	25.932
9.750	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	28.501	28.014
10.000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	30.839	30.268
10.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	33.383	32.713
10.500	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	36.160	35.372

Таблица II. 10в

Коэффициент расхода F_b для фланцевого соединения. Стандартная и текущая температура 15,55° С. Стандартное абсолютное давление 1,035 ат, относительный удельный вес 1

Диаметр отверстия, дюймы	Размеры труб, номинальный и действительный внутренний диаметры, дюймы																	
	2		3		4		6			8			10		12		16	
	1.939	2.067	2.900	3.068	3.826	4.026	5.189	5.761	6.065	7.625	7.981	8.071	10,020	10.136	11.938	12.090	15.000	15,250
0.250	12.707	12.711	12.708	12.705	12.687	12.683												
0.375	28.439	28.428	28.382	28.376	28.353	28.348												
0.500	50.587	50.521	50.313	50.292	50.234	50.224	50.191	50.182	50.178									
0.625	79.509	79.311	78.686	78.625	78.450	78.421	78.321	78.296	78.287									
0.750	115.62	115.14	113.70	113.56	113.15	113 08	112.82	112.75	112.72									
0.875	159.56	158.47	155.41	155.14	154.40	154.27	153.78	153.63	153.56	153.34	153.31	153.21						
1.000	212.47	210.22	204.04	203.54	202.20	201.99	201.19	200.96	200 85	200.46	200.39	200.38						
1.125	276.20	271.70	259.95	259.04	256.69	256,33	255.08	254.72	254.56	253.99	253.89	253,87	253.48	253.47				
1.250	353:58	345.13	323.63	322,03	318.03	317.45	315.48	314.95	314.72	313.91	313.78	313.74	313.20	313.18	312.85	312.83		
1.375	448:57	433.50	395.80	393.09	386.45	385.51	382.47	381.70	381 37	380.25	380.06	380.02	379.29	379.26	378.82	378.79		
1.500	.....	542.26	477.36	472.96	462.27	460.79	456.16	455.03	454.57	453.02	452.78	452,72	451,76	451.72	451,14	451,10	450.48	
1.625	.....	.....	569.65	562.58	545.89	543.61	536.64	535.03	534.38	532.27	531.95	531.87	530.63	530.57	529.83	529.78	528,99	528.94
1.750	.....	.....	674.44	663.42	637.84	634.39	624.09	621.79	620.88	618.02	617.60	617.50	615.90	615.83	614,90	614,84	613.85	613.78
1.875	.....	.....	793.88	777.18	738.75	733.68	718.69	715.44	714.19	710.32	709,77	709.64	707.61	707,51	706.36	706,28	705,07	704.99
2.000	.....	.....	930.65	906.01	849.41	842.12	820.68	816.13	814.41	809.22	808.50	808,34	805.76	805.65	804,23	804,13	802,65	802.55
2.125	.....	.....	1,091.2	1,052.5	970.95	960.48	930.35	924.07	921.71	914.79	913,86	913.64	910,38	910.24	908.51	908,39	906.61	906.49
2.250	.....	.....	.....	1,223.2	1,104.7	1,089.9	1,048.1	1,039.5	1,036.3	1,027.1	1,025.9	1,025.6	1,021,5	1,021.3	1,019.2	1,019,1	1,017.0	1,016.8
2.375	.....	.....	.....	.....	1,252.1	1,231.7	1,174.2	1,162.6	1,158.3	1,146.2	1,144.7	1,144.3	1,139.2	1,139.0	1,136.4	1,136.2	1,133.7	1,133,5
2.500	.....	.....	.....	.....	1,415.0	1,387,2	1,309.3	1,293.8	1,288.2	1,272.3	1,270.3	1,269.8	1,263.4	1,263.1	1,260.0	1,259.8	1,256.8	1,256.6
2.625	.....	.....	.....	.....	1,595.6	1,558.2	1,453.9	1,433.5	1,426.0	1,405.4	1,402.9	1,402.3	1,394.2	1,393.9	1,390,1	1,389.9	1,386,4	1,386.1
2.750	.....	.....	.....	.....	1,797.1	1,746.7	1,608.7	1,582.1	1,572.3	1,545.7	1,542.5	1,541.8	1,531.7	1,531.3	1,526.8	1,526,5	1,522.4	1,522.1
2.875	.....	.....	.....	.....	.....	1,955.5	1,774.5	1,740.0	1,727.5	1,693.4	1,689.3	1,688.4	1,675.9	1,675.4	1,670.0	1,669.6	1,664.8	1,664,5
3.000	.....	.....	.....	.....	.....	2,194.9	1,952.4	1,907.8	1,891.9	1,848.6	1,843.5	1,842.3	1,826.9	1,826.3	1,819,7	1,819,3	1,813.7	1,813.3
3.125	.....	.....	.....	.....	.....	.....	2,143.4	2,086.4	2,066.1	2,011.6	2,005.2	2,003,8	1,984.7	1,984.0	1,976.1	1,975,6	1,969.0	1,968.6
3.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	2,348.8	2,276.5	2,250.8	2,182.6	2,174.6	2,172,9	2,149,5	2,148.6	2,139.2	2,138,6	2,130.9	2,130,4
3.375	.....	.....	.....	.....	.....	.....	2,569.8	2,479.1	2,446,8	2,361 8	2,352.0	2,349.9	2,321.2	2,320.2	2,308.9	2,308,2	2,299.2	2,298.7
3.500	.....	.....	.....	.....	.....	.....	2,808.1	2,695.1	2,654.9	2,549.7	2,537.7	2,535.0	2,500,1	2,498.9	2,485.4	2,484.6	2,474,1	2,473.5
3.625	.....	.....	.....	.....	.....	.....	3,065.3	2,925.7	2,876,0	2,746.5	2,731.8	2,728,6	2,686.2	2,684.7	2,668.7	2,667,7	2,655.5	2,654.8
3.750	.....	.....	.....	.....	.....	.....	3,345.5	3,172.1	3,111.2	2,952.6	2,934.8	2,930.8	2,879.7	2,877.9	2,858.8	2,857.7	2,843.5	2,842.7
3.875	.....	.....	.....	.....	.....	.....	3,657.7	3,435.7	3,361.5	3,168 3	3,146.9	3,142,1	3,080.7	3,078.5	3,055.9	3,054.6	3,038,1	3,037,2
4.000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	3,718.2	3,628.2	3,394,3	3,368.5	3,362,9	3,289.3	3,286.8	3,260.0	3,258.5	3,239,4	3,238,3
4.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	4,354.8	4,216.6	3,879.4	3,842.3	3,834.2	3,730.2	3,726.7	3,689.6	3,687,5	3,661.9	3,660.5
4.500	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	4,900.9	4,412.8	4,360,5	4,349.0	4,204.1	4,199.2	4,148.4	4,145.5	4,111,5	4,109.7
4.750	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	5,000.7	4,928.1	4,912.2	4,712.8	4,706.2	4,637.2	4,633,4	4,588.4	4,586.0
5.000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	5,650.0	5,551.1	5,529.5	5,258.5	5,249.6	5,157,4	5,152.3	5,093.1	5,090.1
5.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	6,369.3	6,236.4	6,207.3	5,843.6	5,831.8	5,710,0	5,703.3	5,626.1	5,622.3
5.500	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	7,170.9	6,992.0	6,953.6	6,471.9	6,456.3	6,296.6	6,287.9	6,188,1	6,183.1
5.750	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	7,830.0	7,777,8	7,146.9	7,126,5	6,919,0	6,907,8	6,779.6	6,773,3
6.000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8,706,9	7,873.0	7,846.6	7,579.0	7,564,7	7,401.5	7,393.6

Продолжение табл. П 10b

Диаметр отверстия, дюймы	Размеры труб, номинальный и действительный внутренний диаметры, дюймы																	
	2		3		4		6			8			10		12		16	
	1.939	2.067	2.900	3.068	3.826	4.026	5.189	5.761	6.065	7.625	7.981	8.071	10.020	10.136	11.938	12.090	15.000	15.250
6.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8,654.8	8,621.1	8,278.9	8,260.7	8,054.8	8,044.8
6.500	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	9,498.1	9,455.3	9,021.7	8,998.7	8,740.3	8,727.9
6.750	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	10,409	10,355	9,810.5	9,781.6	9,459.4	9,444.0
7.000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	11,394	11,327	10,649	10,613	10,213	10,194
7.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	12,467	12,381	11,540	11,496	11,003	10,980
7.500	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	13,656	13,541	12,489	12,434	11,831	11,803
7.750	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	13,500	13,433	12,698	12,664
8.000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	14,578	14,498	13,607	13,566
8.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	15,730	15,633	14,560	14,511
8.500	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	16,962	16,845	15,560	15,501
8.750	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	18,296	18,148	16,609	16,539
9.000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	19,565	17,711	17,628
9.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	18,868	18,770
9.500	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	20,085	19,969
9.750	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	21,365	21,230
10.000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	22,712	22,555
10.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	24,132	23,948
10.500	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	25,628	25,416
10.750	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	27,210	26,962
11.000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	28,899	28,600
11.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	30,710	30,348

Коэффициент расхода F_b для 20; 24 и 30″ труб.
Стандартная и текущая температуры 15,55° С. Стандартное абсолютное давление 1,035 ат, относительный удельный вес 1

Диаметр отверстия, дюймы	Размер труб, номинальный и действительный внутренний диаметры, дюймы						Диаметр отверстия, дюймы	Размер труб, номинальный и действительный внутренний диаметры, дюймы					
	Фланцевое соединение			Трубное соединение				Фланцевое соединение			Трубное соединение		
	20	24	30	20	24	30		20	24	30	20	24	30
	19.000	23.000	29.000	19.000	23.000	29.000		19.000	23.000	29.000	19.000	23.000	29.000
2.000	801.35	.....	.....	806.57			9.250	17,926	17,598	17,409	20,866	19,408	18,508
2.125	905.06	.....	.....	911.35			9.500	18,979	18,597	18,379	22,292	20,695	19,611
2.250	1,015.1	.....	.....	1,022.7			9.750	20,071	19,628	19,377	23,796	21,976	20,754
2.375	1,131.5	1,130.1	.....	1,140.7	1,136.5		10.000	21,205	20,692	20,403	25,384	23,312	21,938
2.500	1,254.3	1,252.6	.....	1,265.4	1,260.2								
2.625	1,383.5	1,381.5	.....	1,396.8	1,390.5		10.250	22,382	21,789	21,458	27,061	24,708	23,165
2.750	1,519.0	1,516.8	.....	1,535.0	1,527.3		10.500	23,603	22,921	22,542	28,834	26,164	24,434
2.875	1,660.9	1,658.4	.....	1,680.1	1,670.9		10.750	24,872	24,087	23,656	30,709	27,685	25,749
3.000	1,809.2	1,806.4	1,803.5	1,832.1	1,821.1	1,812 3	11.000	26,190	25,290	24,799	32,691	29,273	27,409
3.125	1,963.9	1,960.7	1,957.5	1,991.0	1,978.0	1,967 7	11.250	27,559	26,531	25,972	34,798	30,932	28,516
3.250	2,125.1	2,121.5	2,117.9	2,157.0	2,141.7	2,129.6	11.500	28,982	27,809	27,176	37,030	32,666	29,972
3.375	2,292.6	2,288.6	2,284.5	2,330.2	2,312.3	2,298.2	11.750	30,462	29,126	28,411	39,400	34,478	31,479
3.500	2,466.6	2,462.1	2,457.6	2,510.6	2,489.7	2,473.3	12.000	32,001	30,485	29,677	41,920	36,373	33,038
3.625	2,647.0	2,642.0	2,637.0	2,698.2	2,674.0	2,655.2							
3.750	2,833.9	2,828.3	2,822.8	2,893.2	2,865.4	2,843.7	12.500	35,270	33,330	32,306	47,161	40,429	36,318
3.875	3,027.3	3,021.0	3,014.9	3,095.7	3,063.8	3,038.9	13.000	38,817	36,357	35,068	53,778	44,877	39,829
4.000	3,227.1	3,220.1	3,213.5	3,305.7	3,269.2	3,240.9							
							13.500	42,673	39,581	37,968	.....	49,763	43,589
4.250	3,646.2	3,637.7	3,629.7	3,748.7	3,701.7	3,665.3	14.000	46,921	43,015	41,012	.....	55,147	47,615
4.500	4,091.5	4,081.0	4,071.4	4,223.0	4,163.4	4,117.3							
4.750	4,562.9	4,550.1	4,538.8	4,729.4	4,654.8	4,597.1	14.500	.....	46,679	44,206	.....	61,094	51,932
5.000	5,060.8	5,045.2	5,031.8	5,268.7	5,176.4	5,105.0	15.000	.....	50,591	47,557	.....	67,687	56,562
5.250	5,585.4	5,566.4	5,550.5	5,841.9	5,729.1	5,641.6	15.500	.....	54,774	51,075	.....	75,025	61,533
5.500	6,136.7	6,113.6	6,094.9	6,449.9	6,313.2	6,207.2	16.000	.....	59,251	54,769	.....	83,231	66,878
5.750	6,715.2	6,687.2	6,665.2	7,094.0	6,929.7	6,802.1							
6.000	7,321.1	7,287.1	7,261.3	7,775.4	7,579.0	7,426.9	16.500	.....	64,060	58,649	.....	.....	72,630
							17.000	.....	69,288	62,728	.....	.....	78,831
6.250	7,954.7	7,913.6	7,883.4	8,495.4	8,262.0	8,082.0							
6.500	8,616.5	8,566.9	8,531.4	9,255.6	8,979.5	8,768.0	17.500	.....	.....	67,017	.....	.....	85,525
6.750	9,306.9	9,247.2	9,205.6	10,058	9,732.4	9,485.2	18.000	.....	.....	71,530	.....	.....	92,765
7.000	10,026	9,954.6	9,905.9	10,903	10,522	10,234							
							18.500	.....	.....	76,282	.....	.....	100,610
7.250	10,776	10,689	10,633	11,794	11,348	11,016	19.000	.....	.....	81,289	.....	.....	109,130
7.500	11,555	11,452	11,386	12,733	12,214	11,830							
7.750	12,365	12,243	12,165	13,722	13,119	12,678	19.500	.....	.....	86,568	.....	.....	118,420
8.000	13,207	13,062	12,971	14,763	14,065	13,560	20.000	.....	.....	92,140	.....	.....	128,560
8.250	14,082	13,910	13,805	15,860	15,054	14,477	20.500	.....	.....	98,025			
8.500	14,990	14,787	14,665	17,015	16,087	15,429	21.000	.....	.....	104,280			
8.750	15,933	15,693	15,552	18,232	17,166	16,418							
9.000	16,911	16,630	16,466	19,515	18,292	17,444	21.500	.....	.....	110,980			

Таблица П. 11

Параметр b для определения коэффициента F

Диаметр отверстия, дюймы	Размер труб, номинальный и действительный внутренний диаметры, дюймы							
	Фланцевое соединение				Трубное соединение			
	8	6	10	12	16	10	12	16
	7.981	5.189	10.020	11.938	15.000	10.020	11.938	15.000
1.000	0.0676	0.0520						
1.125	0.0619	0.0462	0.0701			0.0690		
1.250	0.0566	0.0414	0.0652	0.0714		0.0641	0.0704	
1.375	0.0518	0.0375	0.0606	0.0671		0.0594	0.0661	
1.500	0.0474	0.0344	0.0563	0.0631	0.0713	0.0550	0.0620	0.0705
1.625	0.0435	0.0322	0.0523	0.0592	0.0678	0.0509	0.0580	0.0670
1.750	0.0399	0.0306	0.0485	0.0555	0.0644	0.0471	0.0543	0.0636
1.875	0.0366	0.0298	0.0451	0.0521	0.0612	0.0436	0.0508	0.0603
2.000	0.0340	0.0296	0.0419	0.0488	0.0581	0.0403	0.0475	0.0572
2.125	0.0315	0.0300	0.0389	0.0458	0.0551	0.0372	0.0443	0.0541
2.250	0.0295	0.0310	0.0362	0.0429	0.0523	0.0345	0.0414	0.0512
2.375	0.0278	0.0324	0.0337	0.0402	0.0496	0.0320	0.0387	0.0484
2.500	0.0264	0.0342	0.0315	0.0377	0.0470	0.0298	0.0361	0.0458
2.625	0.0253	0.0365	0.0296	0.0354	0.0445	0.0277	0.0337	0.0433
2.750	0.0245	0.0391	0.0278	0.0332	0.0422	0.0260	0.0316	0.0409
2.875	0.0240	0.0418	0.0263	0.0312	0.0399	0.0244	0.0295	0.0387
3.000	0.0238	0.0448	0.0250	0.0294	0.0378	0.0230	0.0277	0.0365
3.125	0.0239	0.0479	0.0239	0.0278	0.0358	0.0218	0.0260	0.0345
3.250	0.0242	0.0510	0.0230	0.0263	0.0339	0.0209	0.0245	0.0326
3.375	0.0248	0.0541	0.0223	0.0250	0.0321	0.0201	0.0232	0.0308
3.500	0.0255	0.0569	0.0218	0.0238	0.0305	0.0195	0.0220	0.0293
3.625	0.0265	0.0597	0.0214	0.0228	0.0290	0.0191	0.0209	0.0275
3.750	0.0274	0.0621	0.0213	0.0219	0.0275	0.0188	0.0200	0.0261
3.875	0.0289	0.0640	0.0213	0.0212	0.0262	0.0187	0.0192	0.0247
4.000	0.0304	.....	0.0214	0.0206	0.0249	0.0187	0.0185	0.0235
4.250	0.0338	.....	0.0222	0.0198	0.0228	0.0192	0.0176	0.0213
4.500	0.0386	.....	0.0236	0.0195	0.0210	0.0200	0.0172	0.0194
4.750	0.0416	.....	0.0254	0.0196	0.0196	0.0212	0.0171	0.0180
5.000	0.0457	.....	0.0277	0.0202	0.0185	0.0228	0.0174	0.0168
5.250	0.0497	.....	0.0303	0.0212	0.0178	0.0244	0.0181	0.0161
5.500	0.0535	.....	0.0332	0.0226	0.0174	0.0263	0.0190	0.0156
5.750	0.0569	.....	0.0363	0.0243	0.0174	0.0282	0.0202	0.0154
6.000	.....	.....	0.0396	0.0263	0.0176	0.0302	0.0215	0.0154
6.250	.....	.....	0.0437	0.0285	0.0180	0.0320	0.0230	0.0157
6.500	.....	.....	0.0462	0.0309	0.0188	0.0336	0.0246	0.0162
6.750	.....	.....	0.0493	0.0335	0.0198	0.0351	0.0262	0.0169
7.000	.....	.....	0.0523	0.0362	0.0210	0.0363	0.0279	0.0177
7.250	.....	.....	0.0550	0.0390	0.0224	.....	0.0295	0.0187
7.500	.....	.....	0.0572	0.0418	0.0240	.....	0.0310	0.0198
7.750	.....	.....	.....	0.0446	0.0257	.....	0.0325	0.0209
8.000	.....	.....	.....	0.0473	0.0276	.....	0.0338	0.0222
8.250	.....	.....	.....	0.0498	0.0296	.....	0.0349	0.0235
8.500	.....	.....	.....	0.0522	0.0317	.....	.....	0.0248
8.750	.....	.....	.....	0.0543	0.0338	.....	.....	0.0262
9.000	.....	.....	.....	.....	0.0361	.....	.....	0.0276
9.250	.....	.....	.....	.....	0.0383	.....	.....	0.0288
9.500	.....	.....	.....	.....	0.0406	.....	.....	0.0300
9.750	.....	.....	.....	.....	0.0428	.....	.....	0.0312
10.000	.....	.....	.....	.....	0.0449	.....	.....	0.0323
10.250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	0.0333
10.500	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	0.0341

Таблица П. 12

Коэффициенты расширения Y_1 (статистическое давление замеряется до диафрагмы)

$\frac{h}{p}$	*Фланцевое соединение*						*Трубное соединение*					
	$\frac{d}{D}$						$\frac{d}{D}$					
	0.1	0.3	0.50	0.60	0.65	0.70	0.1	0.3	0.50	0.60	0.65	0.70
0.0	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
0.1	0.9989	0.9989	0.9988	0.9987	0.9987	0.9986	0.9990	0.9988	0.9982	0.9977	0.9973	0.9968
0.2	0.9977	0.9977	0.9976	0.9975	0.9974	0.9973	0.9981	0.9976	0.9964	0.9954	0.9947	0.9935
0.3	0.9966	0.9966	0.9964	0.9962	0.9961	0.9959	0.9971	0.9964	0.9946	0.9931	0.9920	0.9903
0.4	0.9954	0.9954	0.9952	0.9949	0.9948	0.9945	0.9962	0.9951	0.9928	0.9908	0.9893	0.9871
0.5	0.9943	0.9943	0.9940	0.9937	0.9934	0.9931	0.9952	0.9939	0.9910	0.9885	0.9867	0.9839
0.6	0.9932	0.9931	0.9928	0.9924	0.9921	0.9918	0.9943	0.9927	0.9892	0.9862	0.9840	0.9806
0.7	0.9920	0.9920	0.9916	0.9912	0.9908	0.9904	0.9933	0.9915	0.9874	0.9840	0.9813	0.9774
0.8	0.9909	0.9908	0.9904	0.9899	0.9895	0.9890	0.9923	0.9903	0.9857	0.9817	0.9787	0.9742
0.9	0.9898	0.9897	0.9892	0.9886	0.9882	0.9877	0.9914	0.9891	0.9839	0.9794	0.9760	0.9710
1.0	0.9886	0.9885	0.9880	0.9874	0.9869	0.9863	0.9904	0.9878	0.9821	0.9771	0.9733	0.9677
1.1	0.9875	0.9874	0.9868	0.9861	0.9856	0.9849	0.9895	0.9866	0.9803	0.9748	0.9707	0.9645
1.2	0.9863	0.9862	0.9856	0.9848	0.9843	0.9835	0.9885	0.9854	0.9785	0.9725	0.9680	0.9613
1.3	0.9852	0.9851	0.9844	0.9836	0.9829	0.9822	0.9876	0.9842	0.9767	0.9702	0.9653	0.9581
1.4	0.9841	0.9840	0.9832	0.9823	0.9816	0.9808	0.9866	0.9830	0.9749	0.9679	0.9627	0.9548
1.5	0.9829	0.9828	0.9820	0.9810	0.9803	0.9794	0.9857	0.9818	0.9731	0.9656	0.9600	0.9516
1.6	0.9818	0.9817	0.9808	0.9798	0.9790	0.9781	0.9847	0.9805	0.9713	0.9633	0.9573	0.9484
1.7	0.9806	0.9805	0.9796	0.9785	0.9777	0.9767	0.9837	0.9793	0.9695	0.9610	0.9547	0.9452
1.8	0.9795	0.9794	0.9784	0.9772	0.9764	0.9753	0.9828	0.9781	0.9677	0.9587	0.9520	0.9419
1.9	0.9784	0.9782	0.9772	0.9760	0.9751	0.9739	0.9818	0.9769	0.9659	0.9565	0.9493	0.9387
2.0	0.9772	0.9771	0.9760	0.9747	0.9738	0.9726	0.9809	0.9757	0.9641	0.9542	0.9467	0.9355
2.1	0.9761	0.9759	0.9748	0.9734	0.9725	0.9712	0.9799	0.9745	0.9623	0.9519	0.9440	0.9323
2.2	0.9750	0.9748	0.9736	0.9722	0.9711	0.9698	0.9790	0.9732	0.9605	0.9496	0.9413	0.9290
2.3	0.9738	0.9736	0.9724	0.9709	0.9698	0.9685	0.9780	0.9720	0.9587	0.9473	0.9387	0.9258
2.4	0.9727	0.9725	0.9712	0.9697	0.9685	0.9671	0.9770	0.9708	0.9570	0.9450	0.9360	0.9226
2.5	0.9715	0.9713	0.9700	0.9684	0.9672	0.9657	0.9761	0.9696	0.9552	0.9427	0.9333	0.9194
2.6	0.9704	0.9702	0.9688	0.9671	0.9659	0.9643	0.9751	0.9684	0.9534	0.9404	0.9307	0.9161
2.7	0.9693	0.9691	0.9676	0.9659	0.9646	0.9630	0.9742	0.9672	0.9516	0.9381	0.9280	0.9129
2.8	0.9681	0.9679	0.9664	0.9646	0.9633	0.9616	0.9732	0.9659	0.9498	0.9358	0.9253	0.9097
2.9	0.9670	0.9668	0.9652	0.9633	0.9620	0.9602	0.9723	0.9647	0.9480	0.9335	0.9227	0.9064
3.0	0.9658	0.9656	0.9640	0.9621	0.9606	0.9588	0.9713	0.9635	0.9462	0.9312	0.9200	0.9032
3.1	0.9647	0.9645	0.9628	0.9608	0.9593	0.9575	0.9704	0.9623	0.9444	0.9290	0.9173	0.9000
3.2	0.9636	0.9633	0.9616	0.9595	0.9580	0.9561	0.9694	0.9611	0.9426	0.9267	0.9147	0.8968
3.3	0.9624	0.9622	0.9604	0.9583	0.9567	0.9547	0.9684	0.9599	0.9408	0.9244	0.9120	0.8935
3.4	0.9613	0.9610	0.9592	0.9570	0.9554	0.9534	0.9675	0.9587	0.9390	0.9221	0.9093	0.8903
3.5	0.9602	0.9599	0.9580	0.9558	0.9541	0.9520	0.9665	0.9574	0.9372	0.9198	0.9067	0.8871
3.6	0.9590	0.9587	0.9568	0.9545	0.9528	0.9506	0.9656	0.9562	0.9354	0.9175	0.9040	0.8839
3.7	0.9579	0.9576	0.9556	0.9532	0.9515	0.9492	0.9646	0.9550	0.9336	0.9152	0.9013	0.8806
3.8	0.9567	0.9564	0.9544	0.9520	0.9502	0.9479	0.9637	0.9538	0.9318	0.9129	0.8987	0.8774
3.9	0.9556	0.9553	0.9532	0.9507	0.9488	0.9465	0.9627	0.9526	0.9301	0.9106	0.8960	0.8742
4.0	0.9545	0.9542	0.9520	0.9494	0.9475	0.9451	0.9617	0.9514	0.9283	0.9083	0.8933	0.8710

Таблица П. 13

Поправочные коэффициенты F_g для определения удельного веса газа

Sp gr G	0.000	0.001	0.002	0.003	0.004	0.005	0.006	0.007	0.008	0.009
0.550	1.3484	1.3472	1.3460	1.3447	1.3435	1.3423	1.3411	1.3399	1.3387	1.3375
0.560	1.3363	1.3351	1.3339	1.3327	1.3316	1.3304	1.3292	1.3280	1.3269	1.3257
0.570	1.3245	1.3234	1.3222	1.3211	1.3199	1.3188	1.3176	1.3165	1.3153	1.3142
0.580	1.3131	1.3119	1.3108	1.3097	1.3086	1.3074	1.3063	1.3052	1.3041	1.3030
0.590	1.3019	1.3008	1.2997	1.2986	1.2975	1.2964	1.2953	1.2942	1.2932	1.2921
0.600	1.2910	1.2899	1.2888	1.2878	1.2867	1.2856	1.2846	1.2835	1.2825	1.2814
0.610	1.2804	1.2793	1.2783	1.2772	1.2762	1.2752	1.2741	1.2731	1.2720	1.2710
0.620	1.2700	1.2690	1.2680	1.2669	1.2659	1.2649	1.2639	1.2629	1.2619	1.2609
0.630	1.2599	1.2589	1.2579	1.2569	1.2559	1.2549	1.2539	1.2529	1.2520	1.2510
0.640	1.2500	1.2490	1.2480	1.2471	1.2461	1.2451	1.2442	1.2432	1.2423	1.2413
0.650	1.2403	1.2394	1.2384	1.2375	1.2365	1.2356	1.2347	1.2337	1.2328	1.2318
0.660	1.2309	1.2300	1.2290	1.2281	1.2272	1.2263	1.2254	1.2244	1.2235	1.2226
0.670	1.2217	1.2208	1.2199	1.2190	1.2181	1.2172	1.2163	1.2154	1.2145	1.2136
0.680	1.2127	1.2118	1.2109	1.2100	1.2091	1.2082	1.2074	1.2065	1.2056	1.2047
0.690	1.2039	1.2030	1.2021	1.2012	1.2004	1.1995	1.1986	1.1978	1.1969	1.1961

Таблица П. 14

Значения коэффициентов F_{tf} при различных температурах газа

t_f		t_f		t_f		t_f		t_f		t_f	
°F	F_{tf}	°F	F_{tf}	°F	F_{tf}	°F	F_{tf}	°F	F_{tf}	°F	F_{tf}
31	1.0291	41	1.0188	51	1.0088	61	0.9990	71	0.9896	81	0.9804
32	1.0281	42	1.0178	52	1.0078	62	0.9981	72	0.9887	82	0.9795
33	1.0270	43	1.0168	53	1.0068	63	0.9971	73	0.9877	83	0.9786
34	1.0260	44	1.0158	54	1.0058	64	0.9962	74	0.9868	84	0.9777
35	1.0249	45	1.0147	55	1.0048	65	0.9952	75	0.9859	85	0.9768
36	1.0239	46	1.0137	56	1.0039	66	0.9943	76	0.9850	86	0.9759
37	1.0229	47	1.0127	57	1.0029	67	0.9933	77	0.9840	87	0.9750
38	1.0218	48	1.0117	58	1.0019	68	0.9924	78	0.9831	88	0.9741
39	1.0208	49	1.0108	59	1.0010	69	0.9915	79	0.9822	89	0.9732
40	1.0198	50	1.0098	60	1.0000	70	0.9905	80	0.9813	90	0.9723

Коэффициенты сверхсжимаемости для газа относительного удельного веса 0,6

Давление ат	Температура, °С																						
	-40	-34,45	-28,89	-23,34	-17,77	-13,20	-6,64	-1,11	1,67	4,44	7,21	10,0	12,77	15,55	18,33	21,11	23,89	26,67	32,22	37,78	43,33	48,89	60	71,11	82,22
0	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
20	1.0031	1.0029	1.0027	1.0025	1.0023	1.0022	1.0020	1.0019	1.0018	1.0018	1.0017	1.0016	1.0016	1.0016	1.0015	1.0014	1.0014	1.0014	1.0013	1.0012	1.0011	1.0010	1.0010	1.0008	1.0007
40	1.0062	1.0059	1.0055	1.0051	1.0048	1.0045	1.0042	1.0040	1.0038	1.0037	1.0036	1.0034	1.0033	1.0032	1.0031	1.0030	1.0029	1.0028	1.0027	1.0025	1.0023	1.0022	1.0020	1.0017	1.0015
60	1.0093	1.0089	1.0083	1.0077	1.0071	1.0067	1.0063	1.0059	1.0057	1.0054	1.0053	1.0051	1.0049	1.0047	1.0046	1.0045	1.0043	1.0042	1.0039	1.0037	1.0035	1.0032	1.0029	1.0026	1.0022
80	1.0125	1.0119	1.0111	1.0103	1.0096	1.0090	1.0084	1.0078	1.0076	1.0073	1.0070	1.0068	1.0066	1.0064	1.0062	1.0061	1.0058	1.0056	1.0052	1.0049	1.0046	1.0043	1.0039	1.0034	1.0029
100	1.0158	1.0148	1.0139	1.0129	1.0121	1.0113	1.0105	1.0098	1.0095	1.0091	1.0088	1.0085	1.0083	1.0080	1.0078	1.0075	1.0073	1.0071	1.0066	1.0061	1.0058	1.0055	1.0048	1.0042	1.0037
120	1.0192	1.0178	1.0168	1.0156	1.0146	1.0136	1.0127	1.0118	1.0114	1.0110	1.0106	1.0103	1.0100	1.0097	1.0094	1.0091	1.0088	1.0085	1.0079	1.0073	1.0069	1.0065	1.0057	1.0050	1.0044
140	1.0227	1.0209	1.0198	1.0183	1.0170	1.0158	1.0148	1.0138	1.0132	1.0128	1.0124	1.0120	1.0116	1.0112	1.0109	1.0105	1.0102	1.0099	1.0092	1.0085	1.0080	1.0076	1.0066	1.0058	1.0051
160	1.0262	1.0241	1.0228	1.0210	1.0195	1.0182	1.0169	1.0158	1.0152	1.0147	1.0142	1.0138	1.0133	1.0129	1.0125	1.0121	1.0117	1.0112	1.0105	1.0098	1.0092	1.0087	1.0076	1.0067	1.0058
180	1.0297	1.0274	1.0258	1.0237	1.0220	1.0206	1.0191	1.0178	1.0171	1.0166	1.0160	1.0155	1.0150	1.0145	1.0140	1.0136	1.0131	1.0126	1.0118	1.0111	1.0103	1.0098	1.0085	1.0075	1.0065
200	1.0333	1.0307	1.0288	1.0265	1.0245	1.0229	1.0213	1.0198	1.0192	1.0185	1.0179	1.0173	1.0167	1.0162	1.0156	1.0151	1.0146	1.0140	1.0131	1.0123	1.0115	1.0108	1.0094	1.0083	1.0073
220	1.0369	1.0340	1.0317	1.0291	1.0272	1.0254	1.0235	1.0219	1.0211	1.0204	1.0197	1.0191	1.0184	1.0178	1.0172	1.0166	1.0160	1.0154	1.0145	1.0136	1.0126	1.0119	1.0104	1.0092	1.0080
240	1.0406	1.0373	1.0347	1.0321	1.0298	1.0277	1.0257	1.0239	1.0231	1.0223	1.0215	1.0208	1.0201	1.0194	1.0188	1.0181	1.0175	1.0168	1.0158	1.0148	1.0138	1.0129	1.0114	1.0100	1.0087
260	1.0444	1.0407	1.0377	1.0350	1.0324	1.0302	1.0280	1.0260	1.0250	1.0242	1.0234	1.0226	1.0219	1.0211	1.0204	1.0197	1.0190	1.0183	1.0171	1.0160	1.0150	1.0139	1.0123	1.0109	1.0095
280	1.0482	1.0442	1.0408	1.0379	1.0351	1.0327	1.0303	1.0281	1.0271	1.0261	1.0252	1.0244	1.0236	1.0228	1.0220	1.0212	1.0205	1.0197	1.0185	1.0173	1.0162	1.0150	1.0132	1.0117	1.0102
300	1.0522	1.0478	1.0441	1.0409	1.0379	1.0352	1.0326	1.0303	1.0291	1.0281	1.0271	1.0262	1.0253	1.0244	1.0236	1.0228	1.0220	1.0212	1.0199	1.0185	1.0173	1.0162	1.0141	1.0125	1.0109
320	1.0562	1.0514	1.0474	1.0439	1.0406	1.0377	1.0349	1.0324	1.0312	1.0300	1.0290	1.0280	1.0270	1.0261	1.0252	1.0243	1.0235	1.0227	1.0212	1.0198	1.0185	1.0173	1.0151	1.0133	1.0116
340	1.0602	1.0551	1.0507	1.0469	1.0434	1.0401	1.0372	1.0344	1.0332	1.0320	1.0308	1.0298	1.0287	1.0277	1.0267	1.0258	1.0249	1.0241	1.0225	1.0209	1.0196	1.0183	1.0160	1.0141	1.0122
360	1.0642	1.0589	1.0541	1.0500	1.0462	1.0427	1.0395	1.0366	1.0353	1.0340	1.0328	1.0316	1.0305	1.0294	1.0284	1.0273	1.0264	1.0256	1.0238	1.0222	1.0207	1.0194	1.0169	1.0149	1.0129
380	1.0684	1.0627	1.0576	1.0531	1.0491	1.0453	1.0420	1.0388	1.0374	1.0361	1.0347	1.0334	1.0322	1.0311	1.0300	1.0289	1.0279	1.0270	1.0252	1.0234	1.0219	1.0204	1.0179	1.0157	1.0136
400	1.0727	1.0666	1.0611	1.0563	1.0519	1.0479	1.0444	1.0410	1.0395	1.0381	1.0366	1.0352	1.0340	1.0328	1.0317	1.0305	1.0294	1.0285	1.0265	1.0246	1.0230	1.0215	1.0189	1.0165	1.0143
420	1.0771	1.0706	1.0646	1.0595	1.0548	1.0506	1.0468	1.0433	1.0417	1.0401	1.0386	1.0371	1.0358	1.0345	1.0333	1.0321	1.0309	1.0299	1.0279	1.0259	1.0242	1.0226	1.0198	1.0173	1.0150
440	1.0816	1.0746	1.0682	1.0627	1.0577	1.0531	1.0492	1.0453	1.0437	1.0421	1.0405	1.0389	1.0375	1.0361	1.0349	1.0336	1.0324	1.0313	1.0292	1.0272	1.0253	1.0236	1.0207	1.0181	1.0156
460	1.0862	1.0787	1.0719	1.0660	1.0606	1.0558	1.0516	1.0476	1.0458	1.0441	1.0425	1.0408	1.0393	1.0378	1.0365	1.0351	1.0339	1.0327	1.0305	1.0285	1.0265	1.0247	1.0216	1.0189	1.0163
480	1.0909	1.0828	1.0756	1.0693	1.0636	1.0585	1.0540	1.0498	1.0479	1.0461	1.0444	1.0427	1.0411	1.0395	1.0381	1.0367	1.0354	1.0341	1.0318	1.0297	1.0276	1.0258	1.0225	1.0197	1.0169
500	1.0956	1.0869	1.0793	1.0727	1.0667	1.0613	1.0565	1.0521	1.0501	1.0482	1.0464	1.0446	1.0429	1.0413	1.0398	1.0384	1.0370	1.0356	1.0332	1.0309	1.0288	1.0269	1.0234	1.0205	1.0176
520	1.1004	1.0911	1.0830	1.0761	1.0697	1.0639	1.0588	1.0543	1.0522	1.0503	1.0484	1.0465	1.0447	1.0430	1.0414	1.0399	1.0385	1.0371	1.0345	1.0321	1.0299	1.0279	1.0243	1.0212	1.0183
540	1.1053	1.0955	1.0868	1.0795	1.0727	1.0667	1.0613	1.0564	1.0543	1.0523	1.0503	1.0483	1.0465	1.0447	1.0431	1.0415	1.0400	1.0385	1.0358	1.0334	1.0310	1.0289	1.0252	1.0220	1.0190
560	1.1106	1.1000	1.0908	1.0830	1.0759	1.0695	1.0639	1.0587	1.0565	1.0544	1.0523	1.0502	1.0483	1.0465	1.0448	1.0432	1.0416	1.0400	1.0372	1.0346	1.0322	1.0300	1.0261	1.0227	1.0196
580	1.1159	1.1045	1.0948	1.0865	1.0790	1.0724	1.0665	1.0611	1.0587	1.0565	1.0543	1.0521	1.0501	1.0482	1.0464	1.0447	1.0431	1.0415	1.0385	1.0358	1.0333	1.0310	1.0270	1.0235	1.0202
600	1.1213	1.1091	1.0989	1.0901	1.0822	1.0753	1.0691	1.0634	1.0609	1.0586	1.0562	1.0540	1.0519	1.0499	1.0481	1.0463	1.0446	1.0430	1.0399	1.0370	1.0345	1.0321	1.0279	1.0242	1.0209
620	1.1267	1.1138	1.1030	1.0937	1.0853	1.0781	1.0716	1.0656	1.0631	1.0607	1.0582	1.0559	1.0538	1.0517	1.0497	1.0479	1.0461	1.0445	1.0412	1.0383	1.0356	1.0331	1.0288	1.0250	1.0215
640	1.1323	1.1186	1.1072	1.0973	1.0886	1.0811	1.0742	1.0680	1.0653	1.0628	1.0602	1.0578	1.0556	1.0534	1.0514	1.0495	1.0476	1.0460	1.0426	1.0396	1.0368	1.0341	1.0296	1.0257	1.0222
660	1.1379	1.1236	1.1114	1.1010	1.0919	1.0840	1.0767	1.0704	1.0675	1.0649	1.0623	1.0598	1.0574	1.0552	1.0530	1.0511	1.0492	1.0474	1.0439	1.0408	1.0379	1.0352	1.0305	1.0265	1.0228
680	1.1439	1.1286	1.1156	1.1047	1.0953	1.0869	1.0793	1.0728	1.0698	1.0670	1.0643	1.0617	1.0593	1.0570	1.0547	1.0527	1.0507	1.0488	1.0453	1.0420	1.0390	1.0363	1.0314	1.0272	1.0235
700	1.1499	1.1336	1.1199	1.1083	1.0986	1.0898	1.0819	1.0751	1.0720	1.0691	1.0663	1.0636	1.0611	1.0587	1.0563	1.0543	1.0522	1.0502	1.0466	1.0432	1.0401	1.0373	1.0323	1.0279	1.0241
720	1.1562	1.1388	1.1245	1.1123	1.1020	1.0928	1.0847	1.0775	1.0742	1.0712	1.0684	1.0656	1.0630	1.0605	1.0580	1.0559	1.0537	1.0517	1.0479	1.0444	1.0412	1.0383	1.0331	1.0287	1.0247
740	1.1626	1.1442	1.1291	1.1162	1.1054	1.0958	1.0873	1.0799	1.0766	1.0734	1.0704	1.0675	1.0648	1.0622	1.0597	1.0575	1.0553	1.0531	1.0492	1.0456	1.0424	1.0393	1.0340	1.0294	1.0253
760	1.1692	1.1496	1.1337	1.1202	1.1089	1.0989	1.0900	1.0822	1.0788	1.0756	1.0725	1.0694	1.0667	1.0640	1.0614	1.0591	1.0568	1.0546	1.0505	1.0468	1.0435	1.0403	1.0349	1.0301	1.0259
780	1.1759	1.1551	1.1384	1.1242	1.1124	1.1019	1.0927	1.0846	1.0810	1.0777	1.0745	1.0714	1.0685	1.0658	1.0631	1.0607	1.0583	1.0560	1.0519	1.0480	1.0446	1.0414	1.0358	1.0308	1.0265
800	1.1826	1.1607	1.1432	1.1283	1.1159	1.1050	1.0954	1.0870	1.0833	1.0798	1.0765	1.0733	1.0704	1.0676	1.0648	1.0623	1.0598	1.0575	1.0532	1.0492	1.0456	1.0424	1.0366	1.0315	1.0271
820	1.1894	1.1663	1.1480	1.1324	1.1193	1.1080	1.0981	1.0894	1.0856	1.0819	1.0785	1.0752	1.0722	1.0693	1.0665	1.0639	1.0613	1.0589	1.0545	1.0504	1.0467	1.0434	1.0374	1.0322	1.0277
840	1.1967	1.1723	1.1528	1.1365	1.1229	1.1112	1.1008	1.0919	1.0879	1.0841	1.0805	1.0771	1.0740	1.0711	1.0681	1.0654	1.0628	1.0603	1.0558	1.0517	1.0478	1.0443	1.0382	1.0329	1.0283
860	1.2041	1.1783	1.1577	1.1407	1.1265	1.1143	1.1037	1.0943	1.0902	1.0863	1.0826	1.0792	1.0759	1.0728	1.0697	1.0670	1.0643	1.0617	1.0571	1.0529	1.0489	1.0453	1.0391	1.0336	1.0288
880	1.2116	1.1843	1.1627	1.1449	1.1301	1.1175	1.1064	1.0968	1.0925	1.0885	1.0847	1.0811	1.0778	1.0745	1.0714	1.0686	1.0658	1.0631	1.0584	1.0540	1.0500	1.0463	1.0399	1.0343	1.0294
900	1.2191	1.1903	1.1677	1.1491	1.1337	1.1206	1.1091	1.0991	1.0947	1.0906	1.0867	1.0830	1.0795	1.0762	1.0730	1.0701	1.0673	1.0646	1.0597	1.0552	1.0510	1.0473	1.0407	1.0350	1.0299
920	1.2269	1.1965	1.1728	1.1534	1.1373	1.1237	1.1118	1.1016	1.0970	1.0928	1.0887	1.0849	1.0813	1.0779	1.0746	1.0716	1.0688	1.0660	1.0610	1.0563	1.0520	1.0482	1.0415	1.0357	1.0305
940	1.2347	1.2028	1.1780	1.1577	1.1410	1.1269	1.1146	1.1041	1.0994	1.0950	1.0908	1.0868	1.0832	1.0797	1.0763	1.0733	1.0703	1.0675	1.0623	1.0575	1.0531	1.0492	1.0423	1.0363	1.0310
960	1.2427	1.2093	1.1832	1.1620	1.1448	1.1301	1.1175	1.1065	1.1016	1.0971	1.0928	1.0887	1.0850	1.0814	1.0779	1.0748	1.0718	1.0689	1.0636	1.0586	1.0541	1.0501	1.0431	1.0370	1.0315
980	1.2509	1.2157	1.1884	1.1663	1.1485	1.1334	1.1203	1.1090	1.1039	1.0992	1.0948	1.0906	1.0868	1.0831	1.0795	1.0763	1.0732	1.0703	1.0648	1.0597	1.0552	1.0510	1.0439	1.0376	1.0321

Продолжение табл. П. 15

Давление, ат	Температура, °С																		
	-40	-34,45	-28,89	-23,34	-17,77	-13,20	-6,64	-1,11	4,44	10,0	15,55	21,11	26,67	32,22	37,78	43,33	48,89	60	71,11	82,22
1,000	1.2591	1.2221	1.1936	1.1706	1.1520	1.1365	1.1230	1.1114	1.1013	1.0925	1.0847	1.0778	1.0717	1.0660	1.0608	1.0562	1.0519	1.0446	1.0383	1.0326
1,100	1.3008	1.2552	1.2206	1.1933	1.1707	1.1524	1.1368	1.1235	1.1120	1.1020	1.0933	1.0854	1.0785	1.0722	1.0665	1.0612	1.0565	1.0484	1.0415	1.0352
1,200	1.3412	1.2883	1 2477	1.2154	1.1895	1.1682	1.1505	1.1354	1.1225	1.1113	1.1016	1.0928	1.0851	1.0782	1.0718	1.0661	1.0610	1.0519	1.0443	1.0377
1,300	1.3754	1.3184	1.2732	1.2369	1.2075	1.1836	1.1637	1.1469	1.1327	1.1202	1.1094	1.0999	1.0913	1.0838	1.0768	1.0707	1.0651	1.0552	1.0471	1.0399
1,400	1.4002	1.3432	1.2960	1.2568	1.2244	1.1983	1.1763	1.1577	1.1422	1.1287	1.1168	1.1065	1.0973	1.0891	1.0816	1.0750	1.0690	1.0585	1.0497	1.0420
1,500	1.4137	1.3597	1.3132	1.2735	1.2394	1.2112	1.1877	1.1678	1.1510	1.1364	1.1238	1.1126	1.1027	1.0941	1.0861	1.0791	1.0727	1.0614	1.0520	1.0439
1,600	1.4179	1.3690	1.3247	1.2860	1.2514	1.2225	1.1979	1.1769	1.1590	1.1435	1.1301	1.1183	1.1078	1.0987	1.0904	1.0830	1.0762	1.0642	1.0543	1.0457
1,700	1.4151	1.3718	1.3309	1.2940	1.2606	1.2315	1.2064	1.1847	1.1661	1.1496	1.1355	1.1232	1.1124	1.1028	1.0942	1.0865	1.0793	1.0667	1.0562	1.0473
1,800	1.4075	1.3693	1.3323	1.2983	1.2665	1.2381	1.2130	1.1910	1.1718	1.1549	1.1402	1.1273	1.1161	1.1064	1.0976	1.0896	1.0821	1.0690	1.0580	1.0487
1,900	1.3965	1.3632	1.3305	1.2990	1.2694	1.2424	1.2177	1.1956	1.1763	1.1591	1.1440	1.1309	1.1193	1.1094	1.1004	1.0920	1.0844	1.0709	1.0595	1.0499
2,000	1.3834	1.3547	1.3254	1.2971	1.2699	1.2443	1.2207	1.1990	1.1796	1.1623	1.1470	1.1336	1.1219	1.1119	1.1027	1.0942	1.0864	1.0724	1.0607	1.0508
2,100	1.3690	1.3439	1.3180	1.2926	1.2680	1.2443	1.2217	1.2008	1.1816	1.1643	1.1491	1.1355	1.1237	1.1137	1.1045	1.0959	1.0878	1.0736	1.0617	1.0515
2,200	1.3538	1.3318	1.3091	1.2864	1.2640	1.2423	1.2212	1.2011	1.1825	1.1654	1.1503	1.1367	1.1250	1.1149	1.1056	1.0969	1.0888	1.0746	1.0623	1.0520
2,300	1.3380	1.3191	1.2990	1.2788	1.2588	1.2386	1.2192	1.2001	1.1823	1.1656	1.1505	1.1371	1.1258	1.1155	1.1062	1.0975	1.0894	1.0750	1.0626	1.0521
2,400	1.3223	1.3056	1.2880	1.2700	1.2521	1.2339	1.2158	1.1983	1.1810	1.1648	1.1499	1.1368	1.1256	1.1156	1.1063	1.0978	1.0897	1.0752	1.0628	1.0521
2,500	1.3064	1.2921	1.2764	1.2604	1.2443	1.2282	1.2115	1.1951	1.1787	1.1631	1.1488	1.1361	1.1251	1.1152	1.1060	1.0975	1.0894	1.0750	1.0627	1.0520
2,600	1.2909	1.2780	1.2645	1.2505	1.2361	1.2214	1.2064	1.1910	1.1757	1.1606	1.1470	1.1345	1.1239	1.1142	1.1051	1.0968	1.0889	1.0745	1.0622	1.0515
2,700	1.2754	1.2643	1.2523	1.2399	1.2272	1.2139	1.2003	1.1862	1.1717	1.1577	1.1445	1.1325	1.1221	1.1127	1.1039	1.0958	1.0879	1.0737	1.0615	1.0509
2,800	1.2603	1.2504	1.2400	1.2290	1.2178	1.2060	1.1936	1.1806	1.1672	1.1539	1.1414	1.1299	1.1199	1.1108	1.1024	1.0943	1.0866	1.0726	1.0606	1.0499
2,900	1.2454	1.2368	1.2276	1.2180	1.2081	1.1976	1.1863	1.1744	1.1621	1.1495	1.1379	1.1270	1.1172	1.1085	1.1003	1.0925	1.0851	1.0713	1.0595	1.0488
3,000	1.2309	1.2234	1.2153	1.2069	1.1984	1.1889	1.1786	1.1678	1.1564	1.1448	1.1339	1.1235	1.1142	1.1058	1.0978	1.0904	1 0831	1.0698	1.0580	1.0476

Таблица П. 16

Поправка давления ΔP для определения коэффициента сверхсжимаемости. Промежуточные давления поправочных коэффициентов и давлений получают путем интерполяции

f_{pg} [x)]	Давление, ат													
	0	14,06	28,12	42,18	56,25	70,31	84,37	98,43	112,56	126,56	140,62	154,68	168,74	182,8	196,8	210,9
−0.7	0	−11.32	−22.65	−33.97	−45.30	−56.62	−67.94	−79.27	−90.59	−101.92	−113.24	−124.56	−135.89	−147.21	−158.54	−169.86
−0.6	0	−10.50	−21.00	−31.49	−41.99	−52.49	−62.99	−73.49	−83.98	− 94.48	−104.98	−115.48	−125.98	−136.47	−146.97	−157.47
−0.5	0	− 9.67	−19.33	−29.00	−38.66	−48.33	−58.00	−67.66	−77.33	− 86.99	− 96.66	−106.33	−115.99	−125.66	−135.32	−144.99
−0.4	0	− 8.83	−17.65	−26.48	−35.30	−44.13	−52.96	−61.78	−70.61	− 79.43	− 88.26	− 97.09	−105.91	−114.74	−123.56	−132 39
−0.3	0	− 7.98	−15.96	−23.93	−31.91	−39.89	−47 87	−55.85	−63.82	− 71.80	− 79.78	− 87.76	− 95.74	−103.71	−111.69	−119.67
−0.2	0	− 7.12	−14.25	−21.37	−28.50	−35.62	−42.74	−49.87	−56.99	− 64.12	− 71.24	− 78.36	− 85.49	− 92.61	− 99.74	−106.86
−0.1	0	− 6.26	−12.52	−18.78	−25.04	−31.30	−37 56	−43.82	−50.08	− 56.34	− 62.60	− 68.86	− 75.12	− 81.38	− 87.64	− 93.90
0	0	− 5.39	−10.78	−16.17	−21.56	−26.95	−32.34	−37.73	−43.12	− 48.51	− 53.90	− 59.29	− 64.68	− 70.07	− 75.46	− 80.85
+0.1	0	− 4.51	− 9.02	−13.54	−18.05	−22.56	−27.07	−31.58	−36.10	− 40.61	− 45.12	− 49.63	− 54.14	− 58.66	− 63.17	− 67.68
+0.2	0	− 3.63	− 7.25	−10.88	−14.50	−18.13	−21.76	−25.38	−29.01	− 32.63	− 36.26	− 39.89	− 43.51	− 47.14	− 50.76	− 54.39
+0.3	0	− 2.73	− 5.46	− 8.20	−10.93	−13.66	−16.39	−19.12	−21.86	− 24.59	− 27.32	− 30.05	− 32.78	− 35.52	− 38.25	− 40.98
+0.4	0	− 1.83	− 3.66	− 5.49	− 7.32	− 9.15	−10.98	−12.81	−14.64	− 16.47	− 18.30	− 20.13	− 21.96	− 23.79	− 25.62	− 27.45
+0.5	0	− 0.92	− 1.84	− 2.76	− 3.68	− 4.60	− 5.52	− 6.43	− 7.35	− 8.27	− 9.19	− 10.11	− 11.03	− 11.95	− 12.87	− 13.79
+0.6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
+0.7	0	0.93	1.86	2.78	3.71	4.64	5.57	6.49	7.42	8.35	9.28	10.20	11.13	12.06	12.99	13.91
+0.8	0	1.86	3.73	5.59	7.46	9.32	11.18	13.05	14.91	16.78	18.64	20.50	22.37	24.23	26.10	27.96
+0.9	0	2.81	5.62	8.42	11.23	14.04	16.85	19.66	22.46	25.27	28.08	30.89	33.70	36.50	39.31	42.12
+1.0	0	3.76	7.52	11.29	15.05	18.81	22.57	26.33	30.10	33.86	37.62	41.38	45.14	48.91	52.67	56.43
+1.1	0	4.73	9.45	14.18	18.90	23.63	28.36	33.08	37.81	42.53	47.26	51.99	56.71	61.44	66.16	70.89
+1.2	0	5.70	11.40	17.09	22.79	28.49	34.19	39.89	45.58	51.28	56.98	62.68	68.38	74.07	79.77	85.47
+1.3	0	6.68	13.36	20.04	26.72	33.40	40.08	46.76	53.44	60.12	66.80	73.48	80.16	86.84	93.52	100.20
+1.4	0	7.67	15.34	23.01	30.68	38.35	46.02	53.69	61.36	69.03	76.70	84.37	92.04	99.71	107.38	115.05
+1.5	0	8.67	17.34	26.01	34.68	43.35	52.02	60.69	69.36	78.03	86.70	95.37	104.04	112.71	121.38	130.05
+1.6	0	9.68	19.36	29.04	38.72	48.40	58.08	67.76	77.44	87.12	96.80	106.48	116.16	125.84	135.52	145.20
+1.7	0	10.70	21.40	32.10	42.80	53.50	64.20	74.90	85.60	96.30	107.00	117.70	128.40	139.10	149.80	160.50
+1.8	0	11.73	23.46	35.19	46.92	58.65	70.38	82.11	93.84	105.57	117.30	129.03	140.76	152.49	164.22	175.95
+1.9	0	12.77	25.54	38.31	51.08	63.85	76.62	89.39	102.16	114.93	127.70	140.47	153.24	166.01	178.78	191.55
+2.0	0	13.82	27.64	41.46	55.28	69.10	82.92	96.74	110.56	124.38	138.20	152.02	165.84	179.66	193.48	207.30

* $f_{pg} = G$ (вес газа) $- 13{,}84\ X_{\text{С}}$ (мольная фракция CO_2) $+ 5{,}420\ X_{\text{П}}$ (мольная фракция N_2).

Поправка температуры ΔT для определения коэффициента сверхсжимаемости

f_{tg} *)	Температура, °С										
	-17,77	-6,64	4,44	15,55	26,67	37,78	48,89	60	71,11	82,22	93,33
0.45	75.16	78.43	81.70	84.97	88.24	91.50	94.77	98.04	101.31	104.58	107.84
0.46	69.41	72.43	75.45	78.47	81.49	84.50	87.52	90.54	93.56	96.58	99.59
0.47	63.76	66.53	69.30	72.07	74.84	77.62	80.39	83.16	85.93	88.70	91.48
0.48	58.24	60.77	63.30	65.83	68.36	70.90	73.43	75.96	78.49	81.02	83.56
0.49	52.81	55.10	57.40	59.70	61.99	64.29	66.58	68.88	71.18	73.47	75.77
0.50	47.52	49.58	51.65	53.72	55.78	57.85	59.91	61.98	64.05	66.11	68.18
0.51	42.33	44.17	46.01	47.85	49.69	51.53	53.37	55.21	57.05	58.89	60.73
0.52	37.25	38.87	40.48	42.10	43.72	45.34	46.96	48.58	50.20	51.82	53.44
0.53	32.26	33.67	35.07	36.47	37.88	39.28	40.68	42.08	43.49	44.89	46.29
0.54	27.38	28.57	29.76	30.95	32.14	33.33	34.52	35.71	36.90	38.09	39.28
0.55	22.60	23.58	24.56	25.54	26.52	27.51	28.49	29.47	30.45	31.44	32.42
0.56	17.90	18.68	19.46	20.23	21.01	21.79	22.57	23.35	24.12	24.90	25.68
0.57	13.29	13.87	14.45	15.03	15.61	16.18	16.76	17.34	17.92	18.50	19.07
0.58	8.78	9.16	9.54	9.92	10.30	10.68	11.07	11.45	11.83	12.21	12.59
0.59	4.35	4.54	4.73	4.92	5.10	5.29	5.48	5.67	5.86	6.05	6.24
0.60	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0.61	− 4.27	− 4.45	− 4.64	− 4.82	− 5.01	− 5.19	− 5.38	− 5.57	− 5.75	− 5.94	− 6.12
0.62	− 8.45	− 8.82	− 9.19	− 9.56	− 9.93	−10.29	−10.66	−11.03	−11.40	−11.76	−12.13
0.63	−12.57	−13.11	−13.66	−14.21	−14.75	−15.30	−15.85	−16.39	−16.94	−17.48	−18.03
0.64	−16.61	−17.33	−18.05	−18.77	−19.49	−20.22	−20.94	−21.66	−22.38	−23.10	−23.83
0.65	−20.57	−21.47	−22.36	−23.25	−24.15	−25.04	−25.94	−26.83	−27.73	−28.62	−29.52
0.66	−24.47	−25.53	−26.60	−27.66	−28.72	−29.79	−30.85	−31.91	−32.98	−34.04	−35.11
0.67	−28.29	−29.52	−30.76	−31.99	−33.22	−34.45	−35.68	−36.91	−38.14	−39.37	−40.60
0.68	−32.06	−33.45	−34.84	−36.24	−37.63	−39.03	−40.42	−41.81	−43.21	−44.60	−46.00
0.69	−35.75	−37.30	−38.86	−40.41	−41.97	−43.52	−45.08	−46.63	−48.19	−49.74	−51.30
0.70	−39.38	−41.10	−42.81	−44.52	−46.23	−47.95	−49.66	−51.37	−53.08	−54.80	−56.51
0.71	−42.95	−44.82	−46.69	−48.56	−50.42	−52.29	−54.16	−56.03	−57.90	−59.76	−61.63
0.72	−46.46	−48.48	−50.50	−52.52	−54.54	−56.56	−58.58	−60.60	−62.62	−64.64	−66.66
0.73	−49.91	−52.08	−54.25	−56.42	−58.59	−60.76	−62.93	−65.10	−67.27	−69.44	−71.61
0.74	−53.31	−55.63	−57.95	−60.27	−62.59	−64.90	−67.22	−69.54	−71.86	−74.18	−76.49
0.75	−56.67	−59.14	−61.60	−64.06	−66.53	−68.99	−71.46	−73.92	−76.38	−78.85	−81.31

*) $f_{tg} = G$ (вес газа) − 0,472 $X_{\text{с}}$ (мольная фракция CO_2) − 0,793 $X_{\text{п}}$ (мольная фракция N_2).

Примечание. Промежуточные значения поправочных коэффициентов получаются путем интерполяции.

Таблица П. 18.

Коэффициент F_m (манометрический фактор)

Удельный вес, γ	Текущее давление, ат						
	0	35,16	70,31	105,465	140,62	175,78	210,93
Температура среды −17,77°С							
0.55	1.0000	0.9989	0.9976	0.9960	0.9943	0.9930	0.9921
0.60	1.0000	0.9988	0.9972	0.9952	0.9932	0.9919	0.9910
0.65	1.0000	0.9987	0.9967	0.9941	0.9920	0.9908	0.9900
0.70	1.0000	0.9985	0.9961	0.9927	0.9907	0.9896	0.9890
0.75	1.0000						
Температура среды 44,4 °С							
0.55	1.0000	0.9990	0.9979	0.9967	0.9954	0.9942	0.9932
0.60	1.0000	0.9989	0.9976	0.9962	0.9946	0.9933	0.9923
0.65	1.0000	0.9988	0.9973	0.9955	0.9937	0.9923	0.9913
0.70	1.0000	0.9987	0.9970	0.9947	0.9926	0.9912	0.9903
0.75	1.0000	0.9986	0.9965	0.9937	0.9915	0.9902	0.9893
Температура среды 26,67°С							
0.55	1.0000	0.9991	0.9981	0.9971	0.9960	0.9950	0.9941
0.60	1.0000	0.9990	0.9979	0.9967	0.9955	0.9943	0.9933
0.65	1.0000	0.9989	0.9977	0.9963	0.9948	0.9935	0.9925
0.70	1.0000	0.9988	0.9974	0.9958	0.9940	0.9926	0.9915
0.75	1.0000	0.9987	0.9971	0.9951	0.9931	0.9916	0.9906
Температура среды 48,89°С							
0.55	1.0000	0.9992	0.9983	0.9974	0.9965	0.9956	0.9948
0.60	1.0000	0.9991	0.9981	0.9971	0.9960	0.9950	0.9941
0.65	1.0000	0.9990	0.9979	0.9967	0.9955	0.9944	0.9934
0.70	1.0000	0.9989	0.9977	0.9963	0.9950	0.9937	0.9926
0.75	1.0000	0.9988	0.9975	0.9959	0.9943	0.9929	0.9918

Коэффициенты трения для газовых скважин
Абсолютная шероховатость 0,0006"

$\frac{\nu Q}{\mu}$	Внутренний диаметр труб, дюймы											
	1.049	1.610	2	2.5	3	4	5	6	7	8	9	10+
10,000	0.0192	0.0191	0.0195	0.0200	0.0205	0.0213	0.0224	0.0231	0.0240	0.0245	0.0252	0.0260
20,000	0.0182	0.0177	0.0178	0.0182	0.0183	0.0185	0.0194	0.0201	0.0206	0.0210	0.0215	0.0220
30,000	0.0179	0.0176	0.0171	0.0173	0.0172	0.0176	0.0183	0.0186	0.0189	0.0193	0.0197	0.0201
40,000	0.0178	0.0167	0.0167	0.0165	0.0166	0.0168	0.0173	0.0178	0.0181	0.0184	0.0187	0.0191
50,000	0.0177	0.0165	0.0163	0.0163	0.0163	0.0163	0.0168	0.0170	0.0173	0.0177	0.0179	0.0182
100,000	0.0174	0.0160	0.0158	0.0153	0.0151	0.0151	0.0151	0.0152	0.0155	0.0156	0.0159	0.0162
200,000	0.0172	0.0158	0.0154	0.0150	0.0147	0.0142	0.0141	0.0140	0.0141	0.0141	0.0143	0.0144
300,000	0.0172	0.0157	0.0152	0.0148	0.0143	0.0138	0.0136	0.0135	0.0137	0.0135	0.0136	0.0137
400,000	.....	0.0155	0.0151	0.0147	0.0142	0.0136	0.0133	0.0131	0.0132	0.0132	0.0132	0.0132
500,000	.....	0.0155	0.0150	0.0146	0.0141	0.0134	0.0131	0.0130	0.0130	0.0129	0.0129	0.0128
600,000	.....	0.0155	0.0150	0.0145	0.0140	0.0133	0.0130	0.0129	0.0129	0.0126	0.0127	0.0127
700,000	.....	0.0154	0.0150	0.0144	0.0140	0.0132	0.0130	0.0128	0.0128	0.0125	0.0125	0.0124
800,000	.....	0.0154	.....	0.0144	0.0140	0.0132	0.0129	0.0127	0.0127	0.0124	0.0124	0.0123
900,000	.....	.....	.....	0.0144	0.0140	0.0131	0.0129	0.0126	0.0125	0.0123	0.0122	0.0121
1,000,000	.....	.....	.....	.....	0.0139	0.0131	0.0128	0.0126	0.0125	0.0122	0.0121	0.0120
1,100,000	.....	.....	.....	.....	0.0139	0.0131	0.0128	0.0125	0.0124	0.0121	0.0120	0.0119
1,200,000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	0.0127	0.0124	0.0123	0.0121	0.0119	0.0118
1,300,000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	0.0127	0.0124	0.0123	0.0120	0.0119	0.0117
1,400,000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	0.0126	0.0124	0.0123	0.0120	0.0118	0.0117
1,500,000	.....	.....	.....	.....	.....	.....	0.0126	0.0123	0.0122	0.0119	0.0118	0.0116

Параметры сопротивления для газа, определенные по методу Каллендера и Бинкли

Значения F_d для обсадных труб различных диаметров

Диаметр, дюймы		кГ/м	Внутренний диаметр, дюймы	F_d	Диаметр, дюймы		кГ/м	Внутренний диаметр, дюймы	F_d
Номинальный	Внешний				Номинальный	Внешний			
1	1.315	1.80	1.049	57.98	7¼	7.625	26.40	6.969	0.4108
1¼	1.660	2.40	1.380	28.31		7.625	29.70	6.875	0.4256
1½	1.990	2.75	1.610	18.92		7.625	33.70	6.765	0.4439
2	2.375	4.70	1.995	10.80		7.625	38.70	6.625	0.4689
2½	2.875	6.50	2.441	6.376		7.625	45.00	6.445	0.5039
3	3.500	9.30	2.992	3.338		8.000	26.00	7.386	0.3528
3½	4.000	11.00	3.476	2.530					
4	4.500	12.70	3.958	1.802	7⅝	8.125	28.00	7.485	0.3408
						8.125	32.00	7.385	0.3530
4½	4.750	16.25	4.082	1.663		8.125	35.50	7.285	0.3658
	4.750	18.00	4.000	1.752		8.125	39.50	7.185	0.3793
4¾	5.000	13.00	4.494	1.293	8¼	8.625	17.50	8.249	0.2643
	5.000	15.00	4.408	1.360		8.625	20.00	8.191	0.2693
	5.000	18.00	4.276	1.473		8.625	24.00	8.097	0.2775
	5.000	21.00	4.154	1.588		8.625	28.00	8.003	0.2861
						8.625	32.00	7.907	0.2953
5 3/16	5.500	14.00	5.012	0.9723		8.625	36.00	7.825	0.3034
	5.500	15.00	4.976	0.9920		8.625	38.00	7.775	0.3086
	5.500	17.00	4.892	1.036		8.625	43.00	7.651	0.3218
	5.500	20.00	4.778	1.102					
	5.500	23.00	4.670	1.169	8⅝	9.000	34.00	8.290	0.2610
	5.500	25.00	4.580	1.231		9.000	38.00	8.196	0.2689
						9.000	40.00	8.150	0.2728
5⅝	6.000	15.00	5.524	0.7540		9.000	45.00	8.032	0.2834
	6.000	17.00	5.450	0.7811					
	6.000	20.00	5.352	0.8190	9	9.625	36.00	8.921	0.2154
	6.000	23.00	5.240	0.8656		9.625	40.00	8.835	0.2210
	6.000	26.00	5.140	0.9103		9.625	43.50	8.755	0.2262
						9.625	47.00	8.681	0.2314
6¼	6.625	20.00	6.049	0.5947		9.625	53.50	8.535	0.2418
	6.625	22.00	5.989	0.6104		9.625	58.00	8.435	0.2494
	6.625	24.00	5.921	0.6289					
	6.625	26.00	5.855	0.6477	9⅝	10.000	33.00	9.384	0.1887
	6.625	28.00	5.791	0.6665		10.000	55.50	8.908	0.2162
	6.625	31.80	5.675	0.7027		10.000	61.20	8.790	0.2239
	6.625	34.00	5.595	0.7292					
					10	10.750	32.75	10.192	0.1521
6⅝	7.000	20.00	6.456	0.5016		10.750	35.75	10.136	0.1542
	7.000	22.00	6.398	0.5136		10.750	40.00	10.050	0.1577
	7.000	24.00	6.336	0.5269		10.750	45.50	9.950	0.1620
	7.000	26.00	6.276	0.5401		10.750	48.00	9.902	0.1639
	7.000	28.00	6.214	0.5543		10.750	54.00	9.784	0.1692
	7.000	30.00	6.154	0.5686					
	7.000	40.00	5.836	0.6531					

Примечание. F_d (для межтрубного) $= \frac{65{,}710}{(d_1+d_2)(d_1-d_2)^{1{,}614}}$, где d_1 — внутренний диаметр обсадных труб в дюймах; d_2 — внешний диаметр обсадных труб в дюймах. F_d рассчитывается на основе следующих величин: $\mu = 0{,}0109$ *спз*; $z_a = 1{,}0$; $G = 0{,}720$; $T_a = 300°$ K(540° R). Для других условий F_d можно найти по этой таблице путем умножения табличного значения на $\left(\frac{T_a z_a}{540}\right)^{1{,}0336}\left(\frac{0{,}720\mu}{0{,}0109G}\right)^{0{,}0336}$. Здесь T_a — текущая температура в °F; z_a — коэффициент сжимаемости; μ — вязкость в *спз*; G — удельный вес газа.

ЛИТЕРАТУРА

К ПРЕДИСЛОВИЮ РЕДАКТОРОВ

1. Абасов М. Г., Джалилов К. Н. Вопросы подземной гидродинамики и разработки нефтяных и газовых месторождений. Азнефтеиздат, 1960.
2. Багатуров С. А. Курс теорий перегонки и ректификации. Гостоптехиздат, 1961.
3. Брискман А. А. и др. Добыча и транспорт газа. Гостоптехиздат, 1955.
4. Великовский А. С., Юшкин В. В. Газоконденсатные месторождения. ГОСИНТИ, 1959.
5. Вопросы подземного хранения газа в водоносных структурах. Труды ВНИИГАЗ, вып. 11 (19), Гостоптехиздат, 1961.
6. Гиматудинов Ш. К. Физика нефтяного пласта. Гостоптехиздат, 1963.
7. Гофман-Захаров П. Н. Хранение жидких углеводородных газов. ВНИИСТ, 1960.
8. Гулизаде М. П. Турбинное бурение наклонных скважин. Азнефтеиздат, 1953.
9. Дахнов В. Н. Интерпретация результатов геофизических исследований разрезов скважин. Гостоптехиздат, 1962.
10. Добыча нефти и газа. Транспорт газа. Труды Куйбышев. НИИ НП, вып. 9, 1961.
11. Добыча нефти и газа. Транспорт газа. Труды Куйбышев-НИИ НП, вып. 23, 1963.
12. Изучение газоконденсатных месторождений. Труды ВНИИГАЗ, вып. 17 (25), 1962.
13. Инструкция по исследованию газовых скважин. Гостоптехиздат, 1961.
14. Клименко А. П. Сжиженные углеводородные газы. Гостоптехиздат, 1962.
15. Коротаев Ю. П., Полянский А. П. Эксплуатация газовых скважин. Гостоптехиздат, 1961.
16. Кремлевский П. П. Расходомеры. Машгиз, 1963.
17. Крылов А. П. и др. Проектирование разработки нефтяных месторождений. Гостоптехиздат, 1962.
18. Лачук Б. Б. Теоретические основы разработки месторождений природных газов. Гостоптехиздат, 1948.
19. Мирзаджанзаде А. Х. и др. Теория и практика разработки газоконденсатных месторождений. Гостоптехиздат, 1962.
20. Научно-технический сборник по геологии, разработке и транспорту природного газа. ВНИИГАЗ, вып. 1, Гостоптехиздат, 1963.
21. Нефтепромысловое дело. Труды Куйбышев-НИИ НП. вып 2. 1960.
22. Малеванский В. Д. Открытые газовые фонтаны и борьба с ними. Гостоптехиздат, 1963.
23. Опыт разработки нефтяных и газовых месторождений. Гостоптехиздат, 1963.
24. Оркин К. Г., Кучинский П. К. Лабораторные работы по курсу «Физика нефтяного пласта». Гостоптехиздат, 1953.
25. Подземная гидродинамика. Труды ВНИИГАЗ. вып. 18 (26). Гостоптехиздат, 1963.
26. Правила 27—54 по применению и проверке расходомеров с нормальными диафрагмами, соплами и трубами Вентура. Стандартгиз, 1956.
27. Пыхачев Г. Б. Подземная гидравлика. Гостоптехиздат, 1961.
28. Развитие газовой промышленности СССР. Гостоптехиздат, 1960.
29. Разработка газовых месторождений. транспорт и экономика природного газа. Труды ВНИИГАЗ, вып. 2 (10). Гостоптехиздат, 1958.
30. Разработка и эксплуатация газовых месторождений, транспорт газа. Труды ВНИИГАЗ, вып. 5 (13). Гостоптехиздат, 1953.
31. Разработка и эксплуатация газовых месторождений. Труды ВНИИГАЗ, вып. 9(17), 1960.
32. Савченко В. П., Козлов А. Л., Черский Н. В. Новые методы промышленной разведки и оценки запасов газовых месторождений. ГОСИНТИ. 1955.
33. Саркисьянц Г. А. Предупреждение образования гидратов. Гостоптехиздат, 1958.
34. Саркисьянц Г. А. и др. Переработка и использование газа. Гостоптехиздат, 1962.
35. Смирнов А. С., Ширковский А. И. Добыча и транспорт газа. Гостоптехиздат, 1957.
36. Смирнов А. С. и др. Транспорт и хранение газа. Гостоптехиздат, 1962.
37. Справочник по транспорту горючих газов. Ред. К. С. Заремба. Гостоптехиздат, 1962.
38. Титков Н. И., Дон Н. С. Технология цементирования скважин. Гостоптехиздат, 1960.
39. Фаниев Р. Д. Эксплуатация нефтяных и газовых месторождений. Гостоптехиздат, 1958.
40. Федоров В. С. Проектирование режимов бурения. Гостоптехиздат, 1958.
41. Ходанович И. Е. Аналитические основы проектирования магистральных газопроводов. Гостоптехиздат, 1961.
42. Чарный И. А. Основы газовой динамики. Гостоптехиздат, 1961.
43. Чарный И. А. Основы подземной гидравлики. Гостоптехиздат, 1956.
44. Чекалюк Э. Б. Основы пьезометрии залежей нефти и газа. Гостоптехиздат, УССР, 1961.
45. Чернов Б. С. и др. Гидродинамические методы исследования скважин и пластов. Гостоптехиздат, 1960.
46. Черский Н. В. Конструкция газовых скважин. Гостоптехиздат, 1961.
47. Шацов Н. И. и др. Бурение нефтяных и газовых скважин. Гостоптехиздат, 1961.
48. Ширковский А. И. Подземное хранение газа. Гостоптехиздат, 1960.
49. Щелкачев В. Н. Разработка нефтеводоносных пластов при упругом режиме. Гостоптехиздат, 1959.
50. Ятров С. Н. Промывочные жидкости в бурении скважин. Гостоптехиздат, 1960.

ЛИТЕРАТУРА

I. 1. Ball, Max: This Fascinating Oil Business, The Bobbs-Merrill Company, Inc., Indianapolis, 1940.

I. 2. Brown, G. G., D. L. Katz, G. G. Oberfell, and R. C. Alden: Natural Gasoline and the Volatile Hydrocarbons, Natural Gas Association of America, Tulsa, Okla, 1948.

I. 3. Calhoun, J. C. Jr.: Fundamentals of Reservoir Engineering, University of Oklahoma Press, Norman, 1953.

I. 4. Carson, W. H. et al. (Interstate Oil Compact Commission): Oil and Gas Production, University of Oklahoma Press, Norman, 1951.

I. 5. Crew, B. J: A Practical Treatise on Petroleum, Henry Carey Baird & Co., Philadelphia, 1887.

I. 6. De Golyer, E: Elements of the Petroleum Industry. Seeley W. Mudd series, American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers, New York. 1940.

I. 7. Dunstan, A. E. et al.: The Science of Petroleum, vols. 1—6, Oxford University Press, 1938—1950.

I. 8. Hougen, O. A., and K. M. Watson: Chemical Process Principles, part I, John Wiley & Sons, Inc., New York, 1947.

I. 9. Katz, D. L., and M. J. Rzasa: Bibliography for Physical Behavior of Hydrocarbons under Pressure. J. W. Edwards, Publisher, Inc., Ann Arbor Mich., 1946.

I. 10. Maxwell, J. B.: Data Book on Hydrocarbons. D. Van Nostrand Company, Inc., Princeton, N. J., 1951.

I. 11. Muskat, Morris: The Flow of Homogeneous Fluids through Porous Media. McGraw-Hill Book Company, Inc. New York, 1937.

I. 12. Muskat, Morris: Physical Principles of Oil Production, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York. 1949.

I. 13. Nelson, W. L.: Petroleum Refinery Engineering, 4th ed., McGraw-Hill Book Company, Inc. New York, 1958.

I. 14. Pirson, Silvain J.: Elements of Oil Reservoir Engineering 2d ed. McGraw-Hill Book Company, Inc. New York. 1958.

I. 15. Rossini, F. D. et al.: Selected Values of Physical and Thermodynamic Properties of Hydrocarbons. Carnegie Press, Pittsburgh, 1953.

I. 16. Sage. B. H. and W. N. Lacey: Volumetric and Phase Behavior of Hydrocarbons. Stanford University Press, Stanford, Calif., 1939.

I. 17. Sage, B. H., and W. H. Lacey: Thermodynamic Properties of the Lighter Paraffin Hydrocarbons and Nitrogen. American Petroleum Institute, New York, 1950.

I. 18. Sage, B. H., and W. N. Lacey: Some Properties of the Lighter Hydrocarbons, Hydrogen Sulfide and Carbon Dioxide, American Petroleum Institute, New York. 1955.

I. 19. Standing, M. B.: Volumetric and Phase Behavior of Oil Field Hydrocarbon Systems. Reinhold Publishing Corporation, New York, 1952.

I. 20. Uren, Lester C.: Petroleum Production Engineering. Oil Field Development. 4th ed., 1956; Oil Field Exploitation, 3d ed. 1953; McGraw-Hill Book Company, Inc. New York.

I. 21. Gas Facts, American Gas Association, New York. 1956.

I. 22. Petroleum Facts and Figures. 12th ed., American Petroleum Institute, New York, 1956.

I. 23. Ball, M. W. et al.: Possible Future Petroleum Provinces of North America, Bull. AARG, 35: 141—498 (1951).

I. 24. Cannon, G. E., and R. E. Graze: Excessive Pressures and Pressure Variations with Depth of Petroleum Reservoirs in the Gulf Coast Region. Trans. AIME, 127: 31 (1938).

I. 25. Davis, R. E.: Natural Gas in an Expanding Economy, API Prod. Bull. 238: p. 36: 1952.

I. 26. Denison, A. R.: Deeper Drilling Prospects in the Midcontinent, Trans. AIME. 155: 1 (1944).

I. 27. Dickinson, G.: Geological Aspects of Abnormal Reservoir Pressures in Gulf Coast Louisiana, Bull. AAPG. 37: 410 (1953).

I. 28. Dunbar, C. O.: Historical Geology, John Wiley & Sons, Inc., New York, 1949.

I. 29. Eilerts, C. K., and M. A. Schellhardt: Flow Characteristics, Composition and Properties of Fluids from a Combination Well, U. S. Bur. Mines, Rept. Invest. 3402, May, 1938.

I. 30. Emery, W. B., II: The Ohio Oil Company's Deep Test Well, Paloma Field, Kern County, Calif., API, Drill. Prod. Practice, 1955: 336.

I. 31. French, R. W.: Geothermal Gradients in California Oil Wells. API Drill. Prod. Practice, 1939: 653.

I. 32. Gussow, W. C.: Differential Entrapment of Oil and Gas A Fundamental Principle. Bull. AAPG, 38: 816 (1954).

I. 33. Heald, K. C., C. E. Van Orstrand et al.: Earth Temperatures. API Prod. Bull. 205. 1930.

I. 34. Hubbert, M. K.: Entrapment of Petroleum under Hydrodynamic Conditions, Bull. AAPG, 37: 1954 (1953).

I. 35. Hughes, R. V.: Theories on the Accumulation of Petroleum of Interest to Production Personnel, API Drill. Prod. Practice, 1955: 402.

I. 36. Katz, D. L., C. E. Turner R. D. Grimm J. R. Elenbaas, and J. A. Vary: Sample Grading Method of Estimating Gas Reserves, Trans. AIME. 195: 207 (1952).

I. 37. Katz, D. L., and F. Kurata: Retrograde Condensation, Ind. Eng. Chem., 32: 817 (1940).

I. 38. Katz, D. L., and B. Williams: Reservoir Fluids and Their Behavior. Bull. AAPG, 36: 342 (1952).

I. 39. Lacey, W. N.: Discussion of Water-white Liquid Production at Big Lake, API Prod. Bull. 210, p. 65. 1932.

I. 40. Lahee, Frederic H.: Field Geology, 5th ed., McGraw-Hill Book Company, Inc. New York, 1952.

I. 41. Landes. K. K.: Principles of Petroleum Geology, John Wiley & Sons, Inc. New York, 1951.

I. 42. Landes, K. K.: Physical Geology and Man. Prentice-Hall, Inc., Englewood Cliffs, N. J., 1948.

I. 43. LeRoy, L. W., and J. W. Low: Graphic Problems in Petroleum Geology. Harper & Brothers, New York, 1954.

I. 44. LeRoy, L. W.: Subsurface Geologic Methods, 2d ed., Colorado School of Mines, Golden, 1950.

I. 45. Levorsen, A. I.: Geology of Petroleum, W. H. Freeman & Co., San Francisco, 1954.

I. 46. Levorsen, A. I.: Possible Future Petroleum Provinces, API Drill. Prod. Practice, 1955: 59.

I. 47. Ley, H. A.; Geology of Natural Gas. Bull. AAPG, 1935.

I. 48. Morrisey, N. S.: Profitable Geophysical Gase Histories Oil Gas J., 54 (79): 97 (1956).

I. 49. Moulton, G. F.: Gas for the Future, Bull. AAPG, 32: 1808 (1948).

I. 50. Moore, Raymond C.: Historical Geology. McGraw-Hill Book Company, Inc. New York, 1933.

I. 51. Moore, Raymond C.: Introduction to Historical Geology McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1949.

I. 52. Nevin, C. M.: Principles of structural Geology, 4th ed John Wiley & Sons., Inc., New York. 1949.

I. 53. Nichols, E. A.: Geothermal Gradients in Mid Continent and Gulf Coast Oil Fields. Trans. AIME, 170: 44 (1947).

I. 54. Russel, William L.: Principles of Petroleum Geology. McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1951.

I. 55. Smith, P. V. Jr.: Studies on Origin of Petroleum. Occurrence of Hydrocarbons in Recent Sediments, Bull. AAPG, 38 (3): 377 (1954).

I. 56. Spooner, W. P., and E. P. Ogier: Gas Reserves in South Louisiana, exh. 3, FPC docket G. 2306, 1953.

I. 57. Track, R. D.: Deposition of Organic Matter in Recent Sediments. Problems of Petroleum Geology. Bull. AAPG, vol. 32, 1934.

I. 58. Trask, P. D.: Applied Sedimentation. John Wiley & Sons Inc., New York, 1950.

I. 59. Ver Wiebe W. A.: North American and Middle East Oil Fields, Wichita, Kan., lithoprint, Edwards Bros. Inc, Ann. Arbor. Mich., 1950.

I. 60. Waring, W. W., and D. B. Layer: Devonian Dolomitized Reef D — 3 Reservoir. Le Duc Field, Alberta, Canada, Bull. AAPG. 34: 295 (1950).

I. 61. Wrather, W. E., and F. H. Lahee: Temperature Gradients by C. E. Van Ostrand. Problems in Petroleum Geology, Bull. AAPG. p. 989, 1934.

I. 62. ZoBell, C. E.: The Role of Micro-organisms in the Transformation of Organic Matter into Petroleum, API Prod. Bull. 232, p. 159, 1956.

II. 1. Code for Determining Permeability of Cores, API Research Project 27, New York, 1935, 1942, 1952.

II. 2. Archie, G. E.: The electrical resistivity Log as an Aid in Determining Some Reservoir Characteristics, Trans. AIME. 146: 54 (1942).

II. 3. Bakhmeteff, B. A., and N. V. Feodoroff: Flow through Granular Media, Trans. ASME, 59: A97 (1937).

II. 4. Barnes, K. B.: Porosity and Saturation Methods, API Drill. Prod. Practice, 1936: 191.

II. 5. Beeson, C. M.: The Kobe Porosimeter, and the Oil, Well Research Porosimeter, Trans. AIME, 189: 313 (1950).

II. 6. Benner, F. C., and F. E. Bartell: The Effect of Polar Impurities upon Capillary and Surface Phenomena in Petroleum Production.. API Drill. Prod. Practice, 1941: 341.

II. 7. Benner, F. C., C. G. Dodd, and F. E. Bartell: Evaluation of Effective Displacement Pressures for Petroleum Oil-Water Silica Systems, API Drill. Prod. Practice, 1942: 169.

II. 8. Botset, H. G.: Flow of Gas Liquid Mixtures through Consolidated Sand, Trans. AIME, 136: 91 (1940).

II. 9. Brown, H. W.: Capillary Pressure Investigations, Trans. AIME, 192: 67 (1951).

II. 10. Brownell, L. E., and D. L. Katz: Flow of Fluids through Porous Media, Chem. Eng. Progr.; 43: 537, 601, 703 (1947).

II. 11. Brownscombe, E. R., R. L. Slobad, and B. H. Caudle: Laboratory Determination of Relative Permeability, API Drill. Prod. Practice, 1949: 302.

II. 12. Bucker, H. P., M. Felsenthal, and F. R. Conley: A Simplified Pore Size Distribution Apparatus. J. Petrol. Technol. 8, (4): 65 (1956).

II. 13. Bulnes, A. C.: An Application of Statistical Methods to Core Analysis Data of Dolomitic Limestone, Trans. AIME, 165: 223 (1946).

II. 14. Burdine, N. T.: Relative Permeability Calculations from Pore Size Distribution Data, Trans. AIME, 198: 71 (1953).

II. 15. Burdine, N. T. L. S. Gournay, and P. P. Reichertz: Pore Size Distribution of Petroleum Reservoir Rocks, Trans. AIME, 189: 195 (1950).

II. 16. Calhoun, J. C., Jr., M. Lewis, Jr., and R. C. Newman: Experiments on the Capillary Properties of Porous Solids, Trans. AIME, 186: 189 (1949).

II. 17. Calhoun, J. C., Jr., and S. T. Yuster: A Study of the Flow of Homogeneous Fluids through Ideal Porous Media, API Drill. Prod. Practice. 1946: 335.

II. 18. Carman, P. C.: Fluid Flow through Granular Beds, Trans. Inst. Chem. Engrs (London): 15; 150 (1937).

II. 19. Carpenter, C. C., and G. B. Spencer: Measurements of Compressibility of Consolidated Oil-bearing Sandstones, U. S. Bur. Mines, Rept. Invest. 3540, 1940.

II. 20. Cornell, David: Flow of Gases through Consolidated Porous Media, Ph. D. thesis. University of Michigan Ann Arbor, 1952.

II. 21. Cornell, D., and D. L. Katz: Flow of Gases through Consolidated Porous Media. Ind. Eng. Chem., 45: 2145 (1953).

II. 22. Dotson, B. J. et al.: Porosity Measurement Comparisons by Five Laboratories, Trans. AIME. 192: 341 (1951).

II. 23. Drake, R. L., and L. C. Ritter: Pore Size Distribution in Porous Materials, Ind. Eng. Chem., Anal. Ed., 17: 782, 787 (1945).

II. 24. Edinger, W. M.: Interpretation of Core Analysis Results on Cores Taken with Oil or Oil Base Mud, API Drill. Prod. Practice, 1949: 229.

II. 25. Estes, R. K.. and P. F. Fulton: Gas Slippage and Permeability Measurements, J. Petrol. Technol. Tech. Note 370. 8 (10): 69 (1956).

II. 26. Fancher, G. H., J. A. Lewis, and K. Barnes: Some Physical Characteristics of Oil Sands, Penn. State Coll. Mineral Ind. Exp. Sta. Bull. 12, 1933; Ind. Eng. Chem., 25: 1139 (1933).

II. 27. Fatt, I., and D. H. Davis: Reduction in Permeability with Overburden Pressure, Trans. AIME, 195: 329 (1952).

II. 28. Fatt, Irving: The Network Model of Porous Media, I, II, and III, Trans. AIME, 207: 144 (1956).

II. 29. Garrison, A. D.: Selective Wetting of Resevoir Rock and Its Relations to Oil Production, API Drill. Prod. Practice, 1935: 130.

II. 30. Green, L., and P. Duwez: Fluid Flow through Porous Metals, J. Appl. Mechanics, 18: 39 (1951).

II. 31. Hall, H. N.: Compressibility of Reservoir Rocks. Trans. AIME, 198: 309 (1953).

II. 32. Hassler, G. L., R. R. Rice, and E. H. Leeman: Investigations on the Recovery of Oil from Sandstones by Gas Drive, Trans. AIME, 118: 116 (1936).

II. 33. Hassler, G. L., and. E. Brunner, and T. J. Deahl: The Role Capillarity in Oil Production, Trans. AIME, 155: 155 (1944).

II. 34. Hassler, G. L., and C. Brunner: Measurement of Capillary. Pressures in Small Core Samples, Trans. AIME, 160: 114 (1945).

II. 35. Heid, J. G. J. J. McMahon, R. F. Nielsen, and S. T. Yuster: Study of the Permeability of Rocks to Homogeneous Fluids, API Drill. Prod. Practice, 1950: 230.

II. 36. Hough, E. W., M. J. Rzasa, and B. B. Wood: Interfacial Tensions at Reservoir Pressures and Temperatures. Trans. AIME, 192: 57 (1951).

II. 37. Janicek, J., and D. L. Katz: Applications of Unsteady State Gas Flow Calculations, preprint, University of: Michigan Publishing Services, Ann. Arbor, 1955.

II. 38. Jessen, F. W., and F. W. Polshausen: Waters from the Frio Formation. Texas Gulf Coast, Trans. AIME 155:23 (1944).

II. 39. Johnston, Norris. and C. M. Beeson, Water Permeability of Reservoir Sands. Trans. AIME, 160; 43 (1945).

II. 40. Katz, D. L.: Possibilities of Secondary Recovery for the Oklahoma City Wilcox Sand, Trans AIME, 146: 28 (1941).

II. 41. Katz, D. L.: Method of Computing Gas Reserves in South Hugoton, exh. 78, FPC docket G—1302, 1949.

II. 42. Katz, D. L., and D. Cornell: Flow of Natural Gas from Reservoirs, notes for intesive course, University of Michigan Publishing Services, Ann Arbor, 1955.

II. 43. Kelton, F. C.: Analysis of Fractured Limestone Cores, Trans. AIME, 189: 225 (1950).

II. 44. Kinkenberg, L. J.: The Permeability of Porous Media to Liquids and Gases. API Drill. Prod. Practice, 1941: 200

II. 45. Leas, W. J., L. H. Jenks, and C. D. Russel: Relative Permeability to Gas, Trans. AIME, 189: 65 (1950).

II. 46. Leverett, M. C.: Flow of Oil-Water Mixtures through Unconsolidated Sands, Trans. AIME, 132: 149(1939).

II. 47. Leverett, M. C.: Capillary Behavior in Porous Solids, Trans. AIME, 142: 152 (1941).

II. 48. Leverett, M. C., and W. B. Lewis: Steady Flow of Gas Oil-Water Mixtures through Unconsolidated Sands, Trans. AIME, 142: 107 (1941).

II. 49. Martin, J. J., W. L. Mc Cabe, and C. C. Monrad: Pressure Drop through Stacked Spheres, Chem. Eng. Progr., 47: 91 (1951).

II. 50. Marx, J. W.: Determining Gravity Drainage Characteristics on the Centrifuge. Trans. AIME, 207: 88 (1956).

II. 51. McCullough, J. J., F. W. Albaugh and P. H. Jones: Determination of Interstitial-water Content of Oil and Gas Sand by Laboratory Tests of Core Samples, API Drill. Prod. Practice, 1944: 180.

II. 52. Miller, F. G.: Steady Flow of Two Phase Single Component Fluids through Porous Media, Trans. AIME, 192: 205 (1951).

II. 53. Muskat: M., R. D. Wyckoff, N. G. Botset, and M. W. Meres: Flow of Gas Liquid Mixtures through Sands, Trans. AIME, 123: 69 (1937).

II. 54. Osoba, J. S. et al.: Laboratory Determination of Relative Permeability, Trans. AIME, 192: 47 (1951).

II. 55. Pollard, T. A., and P. P. Reichertz: Core Analysis Practices, Bull. AAPG, 36: 230 (1952).

II. 56. Purcell, W. R.: Capillary Pressures, Their Measurement Using Mercury and the Calculation of Permeability Thereform, Trans. AIME, 186: 39 (1949).

II. 57. Pyle, H. C., and P. H. Jones: Quantitative Determination of the Connate-water Content of Oil Sands, API Drill. Prod. Practice, 1936: 171.

II. 58. Rapoport, L. A., and W. J. Leas: Relative Permeability to Liquid in Liquid Gas Systems. Trans. AIME. 192: 83 (1951).

II. 59. Richardson, J. G., F. M. Perkins Jr., and J. S. Osoba: Differences in Behavior of Fresh and Aged East Texas Woodbine Cores, Trans. AIME, 204: 86 (1955).

II. 60. Rose, W. D.: Permeability and Gas Sippage Phenomena, API Drill. Prod. Practice, 1948: 209; API Prod. Bull. 234, pp. 28, 127, 1948.

II. 61. Rose, Walter: Theoretical Generalizations. Leading to the Evaluation of Relative Permeability, Trans. AIME, 186: 111 (1949).

II. 62. Rose, Walter, and W. A. Bruce: Evaluation, of Capillary Character in Petroleum Reservoir Rock, Trans. AIME, 186: 127 (1949).

II. 63. Schilthuis, R. J.: Connate Water in oil and Gas Sands, Trans. AIME, 127: 199 (1938).

II. 64. Slobad, R. L., and H. A. Blum: Method for Determining Wettability of Reservoir Rock, Trans. AIME, 1951: 1 (1952).

II. 65. Slobad, R. L., A. Chambers, and W. L. Prehn: Use of Centrifuge fo Determining Connate Water, Residual oil, and Capillary Pressure Curves of Small Core Samples, Trans. AIME, 192: 127 (1951).

II. 66. Stiff, H. A. Jr., The Interpretation of Chemical Water Analyses by Means of Patterns, Trans. AIME 192: 376 (1951).
II 67. Taliaferro, D. B. Jr., T. W. Johnson, and E. J. Dewees: A Method of Determining Porosity. A List of Porosities of Oil Sands, U. S. Bur. Mines Rept. Invest. 3352, 1937.
II. 68. Thornton, O. F,, and D. L. Marshall: Estimating Interstitial Water by the Capillary Pressure Method, Trans, AIME, 170: 69 (1947).
II. 69. Wallick. G. C., and J. S. Aronofsky: Effect of Gas Slip on Unsteady Flow of Gas through Porous Media. Experimental Verification, Trans. AIME 201: 322 (1954).
II. 70. Welge, H, J., and W, A. Bruce: The Restored State Method for determination of oil place and Connate Water, API, Drill. Prod. Practice. 1947; 166.
II. 71. Winn, R. H.: The Fundamentals of the Quantitative Analysis of Electric Logs, AIME Symposium on Formation Evaluation, p. 35, 1955.
II. 72. Winssuer, W. D., H. M. Shearin, Jr. P. H. Masson, and M. Williams: Resistivity of Brine Saturated Sands in Relation to Pore Geometry, Bull. AAPG, 36: 253 (1952).
II. 73. Wyllie, M. R. J., and M. B. Spangler: Application of Electrical Resistivity Measurements to Problem of Fluid Flow in Porous Media, Bull. AAPG, 63: 359 (1952).
II. 74. Wyckoff, R. D., and H. D. Botset: Flow of Gas — Liquid Mixtures through Unconsolidated Sands, Physics, 7: 325 (1936).
III. 1. Akers, W. W., J. F. Burns, and W. R. Fairchild: Low Temperature Phase Behavior — Methane — Propane System. Ind. Eng. Chem., 46: 2531 (1954).
III. 2. Amick, E. H., W. B. Johnson, and B. F. Dodge: P — V — T — X — Relationships for the System Methane — Isopentane. Chem. Eng. Progr. Symposium Ser., 48 (3): 65 (1952).
III. 3. Andrews, T.: Continuity of Gaseous and Liquid States of Matter, Phil. Trans. Roy. Soc. London, 159: 575 (1869).
III. 4. Atack, Evans, and Mac Cormack: The System Propane — Ethylene. Proc. Roy. Soc. (London), 171A: 60 (1939).
III. 5. Benedict, M., E. Solomom, and L. E. Rubin: Liquid — Vapor Equilibrium in Methane — Ethylene — Isobutane System, Ind. Eng. Chem., 37: 55 (1945).
III. 6. Billman, G. W., B.H. Sage, and W. N. Lacey: Phase Behavior in the Methane — Ethane — n-Pentane System, Trans. AIME, 174; 13 (1948).
III. 7. Bloomer O. T., and J. D. Parent: Physical — Chemical Properties of Methane — Nitrogen Mixtures, Inst. Gas Technol. Research Bull. 17, 1952; Chem. Eng. Progr. Symposium Ser., 49 (6): 11 (1953).
III. 8. Bloomer, O. T., D. C. Gami, and J. D. Parent: Physical — Chemical Properties of Methane — Ethane Mixtures, Inst. Gas. Technol: Research Bull., 22, 1953.
III. 9. Boomer, E. H., C. A. Johnson, and A. G. A. Pierce y: Equilibria in Two phase Systems, Methane — Pentane, Methane — Hexane, Methane — Heptane, Can. J. Research, 16: 319, 328, 396 (1938).
III. 10. Botkin, D. F., H. H. Reamer, B. H. Sage, and W. N. Lacey: Multiple Condensed Phases from Crude Oils. I, Santa Fe Springs, II, Greeley Field, API Fundamental Research on Occurrence and Recovery of Petroleum, 1943: 62; 1944—1945: 42.
III. 11. Buckley, S. E., and J. H. Lightfoot: Condensation of Distillate from Natural Gas, Trans. AIME, 142: 232 (1941).
III. 12. Cailletet, L., and E. Mathias: Researches on the Densities of Liquefied Gases and Their Saturated Vapors. Compt. rend., 102: 1202 (1886).
III. 13. Carter, R. T., B. H. Sage, and W. N. Lacey: Phase Behavior in the Methane — Propane — Pentane System, Trans. AIME, 142: 170 (1941); 151: 206 (1943).
III. 14. Case, L. O.: Elements of the Phase Rule, Edwards Letter Shop, Ann Arbor, Mich., 1939.
III. 15. Cines, M. R., J. T. Roach, R. J. Hogan, and C. H. Roland: Nitrogen—Methane Vapor Liquid Equilibria, Chem. Eng. Progr. Symposium Ser., 49 (6): 16 (1953).
III. 16. Cummings, L. W. T, F. W. Stone, and M. A. Volante: Vapor Liquid Relations at High Pressure for Mixtures of n-Heptane and n-Pentane, Ind. Eng. Chem., 25, 728 (1933).
III. 17. Dourson, R. H., B. H. Sage, and W. N. Lacey: Phase Behavior in the Methane — Propane — Pentane System, Trans. AIME, 151; 206 (1943).
III. 18. Dow, D. B., and L. P. Calkin: Solubility and Effects of Natural Gas and Air in Crude Oil, U. S. Bur. Mines, Rept. Invest. 2732, 1926.
III. 19. Eilerts, C. K., V. L. Barr, M. B. Mullens, and B. Hanna: Phase Relations of a Gas Condensate Fluid at Low Temperatures, Including the Critical State, Petrol. Engr, 19 (5); 154 (1948).
III. 20. Frolich, P. K., et al: Solubilities of Gases in Liquids at High Pressure, Ind. Eng. Chem., 23: 548 (1931).
III. 21. Gibbs, J. Willard: Collected Works, Longmans, Green 8c Co., Inc., New York, 1928.
III. 22. Gilliland, E. R., R. V. Lukes, and H. W. Scheeline: Physical Properties of Hydrocarbons and Their Mixtures. System Propane — Isobutylene, Trans. AIME. 132: 132 (1939); Ind. Eng. Chem., 31: 1050 (1939).
III. 23. Guter, H., D. H. Newit, and M. Ruhemann: Two Phase Equilibria in Binary and Ternary Systems. I, The System Methane — Ethylene, II, Methane — Ethane — Ethylene, Proc. Roy, Soc. (London), 176A; 140 (1940).
III. 24. Hanson, G. H., R. J. Hogan, F. N. Ruehlen, and M. R. Cines: Ethane — Ethylene System Vapor — Liquid Equilibrium Relationshipts at 0, —40. and — 100° F, Chem. Eng. Progr. Symposium Ser., 49 (6): 37 (1953).
III. 25. Holcomb, D., and G. G. Brown: Thermodynamic — Properties of Light Hydrocarbons, Ind. Eng, Chem., 34: 590 (1942); 36: 384 (1944).
III. 26. Katz. D. L., and K. H. Hachmuth: Vaporization Equilibrium Constants in a Crude Oil — Natural Gas System, Ind. Eng. Chem., 29: 1072 (1937).
III. 27. Katz, D. L., Application of Vaporization Equilibrium Constants in Production Engineering Problems. Trans. AIME, 127: 159 (1938).
III. 28. Katz D. L., and Fred Kurata: Retrograde Condensation, Ind. Eng. Chem., 32: 817 (1940).
III. 29. Katz. D. L., D. J. Vink, and R. A. David: Phase diagram of a Mixture of Natural Gas and Natural Gasoline near the Critical Conditions, Trans. AIME. 136: 106 (1940).
III. 30. Kay, W. B,: The Ethane — Heptane System, Ind. Eng. Chem., 30: 450 (1938).
III. 31. Kay, W. B.: Vapor Liquid Equilibrium, Relations of the Ethane — n-Butane System. Ind. Eng. Chem., 32: 353 (1940).
III. 32. Kay, W. B.: n-Butane — n. Heptane System. Ind. Eng. Chem., 33: 590 (1941).
III. 33. Kay, W. B.: Ethylene — n-Heptane System, Ind. Eng. Chem., 40: 1459 (1948).
III. 34. Kay, W. B., and G. M. Rambosek: Propane — Hydrogen Sulfide System, Ind. Eng. Chem., 45: 221 (1953).
III, 35. Kay, W. B., and D. B. Brice: Liquid Vapor Equilibrium Relations in Ethane — Hydrogen Sulfide System, Ind. Eng. Chem. 45: 615 (1953).
III. 36. Kay, W. B., and R. E. Albert: Liquid Vapor Equilibrium Relations in the Ethane — Cyclohexane System, Ind. Eng. Chem. 48: 422 (1956).
III. 37. Keyes F. G., R. S. Taylor, and L. B. Smith: The Thermodynamic Properties of Methane, J. Math, and Phys., I: 211 (1922).
III. 38. Kobe, K. A., and R. E. Lynn, Jr.: Critical Properties of Elements and Compounds, Chem. Revs., 52; 117 (1953).
III. 39. Kuenen, J. P.: On Retrograde Condensation and the Critical Phenomena of Mixtures of Two Substances, Communs. Phys. Lab. Univ. Leiden, no. 4B, 1892.
III. 40. Kuenen, J. P., and W. G. Robson: Observations on Mixtures with Maximum or Minimum Vapor Pressures, Phil. Mag., (6) 4: 116 (1902).
III. 41. Lewis, W. K., and C. D. Luke: Properties of Hydrocarbon Mixtures at High Pressure, Trans. ASME, 54 (17): 55 (1939).
III. 41a. Markham, A. E., and K. O. Kobe: The Solubility of Gases in Liquids, Chem. Revs., 28: 519 (1941).
III. 42. Matthews, C. S., and C. O. Hurd: Thermodynamic Properties of Methane, Trans. AIChE, 42: 55 (1940).
III. 43. McCurdy, J. L., and D. L. Katz: Phase Equilibria in the System Ethane — Ethylene — Acetylene, Ind. Eng. Chem., 36; 674 (1944).
III. 44. McCurdy, J. L., and D. L. Katz: Phase Equilibria in the Systems Propylene — Acetylene and Propane — Acetylene, Oil Gas J., 43 (44): 102 (1945).
III. 45. McKay, R. A., H. H. Reamer, B. H. Sage, and W. N. Lacey: Volumetrik and Phase Behavior of Ethane — Propene System, Ind. Eng. Chem., 43: 2112 (1951).
III. 46. Nysewander, C. N., B. H. Sage, and W. N. Lacey: The Propane — n-Butane System in the Critical Region, Ind. Eng. Chem., 32: 118 (1940).
III. 47. Olds, R. H., B. H. Sage, and W. N. Lacey: Methane — Isobutane System, Ind. Eng. Chem., 34: 1008 (1942).
III. 48. Poettmann, F. H., and D. L. Katz: Phase Behavior of Binary Carbon Dioxide — Paraffin Systems, Ind Eng. Chem., 37: 847 (1945).
III. 49. Reamer, H. H., R. H. Olds, B. H. Sage, and W. N. Lacey: Methane — Decane System, Ind. Eng. Chem., 34: 1526 (1942).
III. 50. Reamer, H. H., B. H. Sage, and W. N. Lacey: Methane-n-Butane-Decane System, Ind. Eng. Chem., 39; 77 (1947).
III. 51. Reamer, H. H., J. M. Fiskin, and B. H. Sage: Phase Behavior in the Methane — n-Butane — Decane System at 160° F, Ind. Eng. Chem., 41: 2871 (1949).
III. 52. Reamer, H. H., B. H. Sage, and W. N. Lacey: Volumetric and Phase Behavior of the Methane — n-Butane — Decane System, Ind. Eng. Chem., 39, 77 (1947); 43; 1436 (1951); 44: 1671 (1952).
III. 53. Reamer, H. H., B. H. Sage, and W. N. Lacey: Volumetric and Phase Behavior of the Methane — Propane System, Ind. Eng. Chem., 42: 534 (1950).
III. 54. Reamer, H. H., and B. H. Sage: Volumetric and Phase Behavior of Propene — Propane System, Ind. Eng. Chem., 43: 1628 (1951).
III. 55. Reamer, H. H., B. H. Sage, and W. N. Lacey: Volumetric and Phase Behavior of the Methane — n-Heptane System, Ind. Eng. Chem. Chem. Engr Data Ser., I (1): 29 (1956);
III. 56. Ruhemann, R.: The System Methane — Ethane. Proc. Roy. Soc. (London), 171A; 121 (1939).

III. 57. Rzasa, M. J., and D. L. Katz: The Co-existence of Liquid and Vapor Phases at Pressures above 10 000 Psi, Trans. AIME, 189: 119 (1950).

III. 58. Sage, B. H., W. N. Lacey, and J. G. Schaafsma: Phase Equilibria in Hydrocarbon Systems: Methane-Propane System, Ind. Eng. Chem., 26: 214 (1934).

III. 59. Sage, B. H., D. C. Webster, and W. N. Lacey: Solubility of Methane in Each of Four Light Hydrocarbons, Ind. Eng. Chem., 28: 1045 (1936).

III. 60. Sage, B. H., H. M. Lavender, and W. N. Lacey: Methane — Decane System, Ind. Eng. Chem., 32: 743 (1940).

III. 61. Sage, B. H., and W. N. Lacey: The Propane-n-Pentane System, Ind, Eng. Chem., 32: 992 (1940).

III. 62. Sage, B. H., B. L. Hicks, and W. N. Lacey: Phase Equilibria in Hydrocarbon Systems Methane — n-Butane in Two Phase Region, Ind. Eng. Chem., 32: 1085 (1940).

III. 63. Sage B. H., R. A. Budenholzer, and W. N. Lacey: Phase Equilibria in Hydrocarbon Systems -Methane-n-Butane System in Gaseous and Liquid Regions, Ind. Eng. Chem., 32; 1262 (1940).

III. 64. Sage, B. H., H. H. Reamer, R. H. Olds, and W. N. Lacey: Volumetric and Phase Behavior of Methane — n — Pentane System, Ind. Eng. Chem., 34: 1108 (1942).

III. 65. Schoch, E. P., A. E. Hoffman, and F. D. Mayfield: Solubility of Methane in Cyclohexane, Benzene and n-Hexane, Ind. Eng. Chem., 32: 788, 1351 (1940); 33: 688 (1941).

III. 66. Sherborne, J. E: Fundamental Phase Behavior of Hydrocabrons, Trans. AIME, 136: 119 (1940).

III. 67. Souders, M., C. Selheimer, and G. G. Brown. Equilibria between Liquid and Vapor Solutions of Paraffin Hydrocarbons, Ind. Eng. Chem., 24: 517 (1932).

III. 68. Standing, M. B., and D. L. Katz: Vapor — Liquid Equilibria of Natural Gas Crude Oil Systems, Trans. AIME, 155: 230 (1944).

III. 69. Taylor, H. S., G. W. Wald, B. H. Sage, and W. N. Lacey: Phase Behavior of the Methane—n-Pentane System, Oil Gas J., 38 (13): 46 (1939).

III. 70. Travers, E. R. S., and F. L. Usher: Behavior of Substances at Their Critical Temperature, Proc. Roy. Soc. (London) 78A: 247 (1906).

III. 71. Vaughan, W. E., and E. C. Collins: P — V — T — X Relations of the System Propane — Isopentane, Ind. Eng. Chem., 34: 885 (1942).

III. 72. Villard, P.: Solubility of Liquids and Solids in Gas J. phys., 5: 453 (1896). (See Ref. I—9).

III. 73. Vink, D. J., A. M. Ames, R. A. David, and D. L. Katz: Multiple — Phase Hydrocarbon Systems, Oil Gas J., 39: (28): 34 (1930).

III. 74. Volona, L. M.: Methane — Ethylene System, J. Phys. Chem. (USSR), 14; 268 (1940).

III. 75. Weinaug, C. F., and H. B. Bradley: Phase Behavior of a Natural Hydrocarbon System, Trans. AIME, 192: 233 (1951).

III. 76. Williams, G. B.: Ethylene-n Butane System, Ph. D. thesis, University of Michigan, Ann. Arbor, 1947.

IV. 1. ASTM—IP Petroleum Measurement Tables. American Society for Testing Materials, Philadelphia, 1952.

IV. 2. «ASTM Standards», part V, Fuels, Petroleum, etc., American Society for Testing Materials, Philadelphia, 1955.

IV. 3. California Natural Gasoline Association. Bull. TS-46I.

IV. 4. Amagat, E. H.: On the Laws of Expansion of Fluids at Constant Volume. Compt. rend., 115: 1041, 1238 (1892).

IV. 5. Arnold. J. H.: Estimation of Diffusivities in Gaseous Systems, Ind. Eng. Chem., 22: 1091 (1930).

IV. 6. Barkelew, C. H., J. L. Valentine, and C. O. Hurd: Thermodynamic Properties of Ethane, Chem: Eng. Progr., 43: 25 (1947).

IV. 7. Beattie, J. A., and O. C. Bridgeman: A New Equation of State for Fluids. Proc. Natl. Acad. Sci. U. S., 63; 229 (1928).

IV. 8. Beecher, C. E., and I. P. Parkhurst: Effect of Dissolved Gas upon the Viscosity and Surface Tension of Crude Oil, Trans. AIME, G. 26, p. 51, 1926.

IV. 9. Benedict, M., and A. Boas: Separation of Gas Mixtures by Mass Diffusion. Chem. Eng. Progr., 47: 51, 111 (1951).

IV. 10. Benedict, M., G. B. Webb, and L. C. Rubin. An Empirical Equation for Thermodynamic Properties of Light Hydrocarbons and Their Mixtures, Chem. Eng. Progr., 47: 419, 571, 609, (1951); J. Chem. Phys. 8: 334 (1940); 10: 747 (1942).

IV. 11. Berwald, W. B., and T. W. Johnson: Deviation of Natural Gas from Boyle's Law, U. S. Bur. Mines, Tech. Paper 539, 1932.

IV. 12. Bird. R. B., J. O. Hirschfelder, and C. F. Curtiss: Theoretical Calculation of the Equation of State and Transport Properties of Gases and Liquids. Trans. ASME, 76: 1011 (1954).

IV. 13. Brock, J. R., and R. B. Bird: Surface Tension and the Principle of Corresponding States. AIChE J., 1; 174 (1955).

IV. 14. Brown, C. G., and D. E. Holcomb: The Compressibility of Gases and Vapor—Liquid Phase Equilibria in Hydrocarbon Systems, Petrol. Engr., 11 (4): 21; 11 (5): 23; 11 (6): 27; 11 (7): 132: 11 (8); 125; 11 (9): 55; 11 (11); 31; 11 (12): 23; 11 (13): 27 (1940).

IV. 15. Brown, G. G., M. Souders, and R. L. Smith: Pressure Volume Temperature Relations of Paraffin Hydrocarbons Ind. Eng. Chem., 24: 513 (1932).

IV. 16. Brown, G. G.: A. Series of Enthalpy — Entropy Charts for Natural Gases Trans. AIME, 160: 65 (1945); Petrol. Engr., 16: 215 (1945).

IV. 17. Budenholzer, R. A., D. F. Botkin, B. H. Sage, and W. N. Lacey: Joule — Thomson Coefficients in the Methane — Propane System, Ind. Eng. Chem., 34: 878 (1942).

IV. 18. Burrell, A., and I. W. Robertson. The Compressibility of Natural Gas at High Pressures, U. S. Bur. Mines, Tech. Paper, 131, 1916.

IV. 19. Canjar, L. N., and W. C. Edmister: Hydrocarbon Partial Enthalpies, Chem. Eng. Progr. Symposium., Ser., 49 (7): 73 (1953).

IV. 20. Canjar, L. N., and V. J. Peterka: Enthalpy of Hydrocarbon Mixtures, AIChE J., 2: 343 (1956).

IV. 21. Carmichael, L. T., H. H. Reamer, B. H. Sage, and W. N. Lacey: Diffusion Coefficients in Hydrocarbon Systems, n—Heptane in Gas — Phase of Methane — n — Heptane System, Ind. Eng. Chem. 47: 2205 (1955).

IV. 22. Carmichael, L. T., B. H. Sage, and W. N. Lacey: Diffusion Coefficients in Hydrocarbon Systems n — Hexane in the Gas Phase of the Methane —, Ethane, and Propane — n — Hexane Systems, AIChE J., 1: 385 (1955).

IV. 23. Carmichael, L. T., and B. H. Sage: Diffusions Coefficients: n — Heptane in the Gas Phase of the Ethane — n — Heptane and Propane — n — Heptane Systems, AIChE J., 2: 273 (1956).

IV. 24. Chapman, S., and T. G. Cowling: The Mathematical Theory of Non — uniform Gases, Cambridge University Press, New York, 1952.

IV. 25. Chou. C. H., and J. J. Martin: Diffusion of $C^{14}O_2$ in Mixtures of $C^{12}O_2$—H_2 and $C^{12}O_2$—C_3H_8, Ind. Eng. Chem., 49: 758 (1957).

IV. 26. Cichelli, M. T., W. D. Weatherford, Jr., and J. R. Bowman: Sweep Diffusion Gas Separation Process, Chem. Eng. Progr., 47: 63, 123 (1951).

IV. 27. Coward, H. F., and G. W. Jones: Limits of Flammability of Gases and Vapors, U. S. Bur. Mines Bull. 503, 1952.

IV. 28. Cope, J. Q., W. K. Lewis, and H. C. Weber: Generalized Thermodynamic Properties of Higher Hydrocarbon Vapors, Ind. Eng. Chem., 23: 887 (1931).

IV. 29. Edmister, W. C.: Applications of Thermodynamics to Hydrocarbon Processing. Petrol. Engr., series of articles, 1948—1949; (a) 27 (11): 129 (1948); (b) 27 (12): 116 (1948); (c) 28 (1): 128 (1949); (d) 28 (2): 137 (1949).

IV. 30. Eilerts. C. K., H. A. Carlson, and N. B. Mullens: Effect of Added Nitrogen on Compressibility of Natural Gas, parts I—2, World Oil, 128 (2): 129 (1948); 128 (3): 144 (1948).

IV. 31. Elfrink. E. B., C. R. Sandberg, and T. A. Pollard: A New Compressibility Correlation for Natural Gases and Applications to Estimates of Gas in Place, Trans. AIME. 186: 219 (1949).

IV. 32. Fekula, G.: Thermal Properties of Paraffin Hydrocarbon Mixtures, Ph. D. thesis (under G. G. Brown), University of Michigan, Ann Arbor, 1942.

IV. 33. Fordham, S.: On the Calculation of Surface Tension from Measurements of Pendant Drops, Proc. Roy. Soc. (London), 194A: 1 (1948).

IV. 34. Gilliland, E. R.: Diffusion Coefficients In Gaseous Systems, Ind. Eng. Chem., 26; 681 (1934).

IV. 35. Griswold, John: Fuels, Combustion, and Furnaces, McGraw — Hill Book Company. Inc., New York, 1946.

IV. 36. Hall, N., and W. E. Ibele: The Tabulation of Imperfectgas Properties of Air, Nitrogen and Oxygen. Trans. ASME, 76: 1039 (1954).

IV. 37. Hassan, M. E., R. F. Nielsen, and J. C. Calhoun: Effect of Pressure and Temperature on Oil — Water Interfacial Tensions for a Series of Hydrocarbons. Trans. AIME. 198; 299 (1953).

IV. 38. Hill, E. S., and W. N. Lacey: Rate of Solution of Methane and Pronane in Quiescent Liquid Hydrocarbons, Ind. Eng. Chem., 26: 1324. 1327 (1934).

IV. 39. Hirschfelder, J. O., R. B. Bird, and E. L. Spotz: Viscosity and Other Physical Properties of Sases and Gas Mixtures. Trans. ASME, 71: 921 (1949).

IV. 40. Hirschfelder, J. O.: The Effects of Atomic Weapons. U. S. Government Printing Office, Washington, D. S., 1950.

IV. 41. Hirschfelder, J. O., C. F. Curtiss, and. R. B. Bird: Molecular Theory of Gases and Liquids, John Wiley & Sons. Inc. New York, 1954.

IV. 42. Hocott, C. R.: Interfacial Tension between Water and Oil under Reservoir Conditions, Trans. AIME, 132: 184 (1939).

IV. 43. Hobson, M., and J. H. Weber: Theorem of Corresponding States Applied to Saturated Liquids and Vapors, AIChE J., 2: 354 (1956).

IV. 44. Hauser. E. A., and A. S. Michaels: Interfacial Tension at Elevated Pressures and Temperatures, J. Phys. & Colloid Chem. 52: 1157 (1948).

IV. 45. Jeans, J. H.: Kinetic Theory of Gases, The MacMillan Company, New York, 1940.

IV. 46. Jeffries, Q. R., and H. G. Drickamer: Diffusion in the System CH_4—TCH_8 to 500 Atmospheres Pressure, J. Chem. Phys., 21: 1358 (1953).

IV, 47, Jones, D. T.: Determination of the Surface Tension and Specific Gravity of Crude Oil under Reservoir Conditions, Trans. AIME, 118: 81 (1936).

IV. 48. Katz, D. L., R. R. Monroe, and R. P. Trainer; Surface Tension of Crude Oils Containing Dissolved Gases, Petrol. Technol., September, 1943.

IV. 49. Katz, D. L., and W. Saltman: Surface Tension of Hydrocarbons, Ind. Eng. Chem., 31: 91 (1939).

IV. 50. Katz, D. L.: Phase Relationships in Oil and Gas Reservoirs, Bull. Agr. Mech. Coll. Texas 114, 1949.

IV. 51. Katz, D. L., H. H. Schatz, and B. Williams: Thermodynamic Data Required for Deep Extraction, Proc. NGAA, p. 29, 1953; Petrol. Refiner, 32 (8): 101 (1953).

IV. 52. Katz, D. L., and C. M. Sliepcevich: Condensates May Occupy Apparent Negative Volume in a Gas Reservoir, Oil Weekly, 116 (13): 30 (1945).

IV. 52a. Kurata, F., and D. L. Katz: Critical Properties of Volatile Hydrocarbon Mixtures, Trans. AIChE, 38: 995 (1942).

IV. 53. Kvalnes, H. M., and V. L. Gaddy: The Compressibility Isotherms of Methane at Pressures to 1,000 Atmospheres and Temperatures —70° C to 200° C, J. Am. Chem. Soc., 53: 394 (1931).

IV. 54. Kay, W. B.: Density of Hydrocarbon Gases and Vapors, Ind. Eng. Chem., 28: 1014 (1936).

IV. 55. Keyes, F. G., and H. G. Burks: Equation of State for Binary Mixtures of Methane and Nitrogen, J. Am. Chem. Soc., 50; 1100 (1928).

IV. 56. Konz, P. R., and G. G. Brown: Thermal Properties of n-Pentane to 3,000 Lbs., Ind. Eng. Chem., 33: 617 (1941).

IV. 57. Legatski, T. W., J. W. Tooke, and L. A. Grundy: Approximating Natural Gas Composition, Petrol. Refiner, 32 (8): 105 (1953).

IV. 58. Lewis, B., and G. von Elbe: Combustion, Flames and Explosions of Gases, Academic Press, Inc., New York, 1951.

IV. 59. Martin, J. J., and Y. C. Hou: Development of an Equation of State for Gases, AIChE J., 1: 142 (1955).

IV. 60. Matthews, T. A., C. H. Roland, and D. L. Katz: High Pressure Gas Measurement, Proc. NGAA, 1942: 41; Petrol. Refiner, 21 (6): 58 (1942).

IV. 61. Nelson, L. C., and E. F. Obert: Generalized P—V—T Properties of Gases, Trans. ASME, 76: 1057 (1954).

IV. 62. O'Hern, H. A., and J. J. Martin: Diffusion in Carbon Dioxide at Elevated Pressures. Ind Eng. Chem., 47: 2081 (1955).

IV, 63. Olds, R. H., H. H. Reamer, B. H. Sage, and W. N. Lacey: Volumetric Behavior of Methane, Ind. Eng. Chem., 35: 922 (1943).

IV. 64. Opfell, J. B., B. H. Sage, and K. S. Pitzer: Application of Benedict Equation to Theorem of Corresponding States, Ind. Eng. Chem., 48: 2069 (1956).

IV. 65. Olds, R. H., B. H. Sage, and W. N. Lacey: Partial Volumetric Behavior on the n-Butane-Decane System, API Fundamental Research on Occurrence and Recovery of Petroleum, 1950: 25.

IV. 66. Organick, E. I.: Prediction of Critical Temperatures and Critical Pressures of Complex Hydrocarbon Mixtures, Chem. Eng. Progr. Symposium Ser., 49 (6): 81 (1953).

IV. 67. Peters, H. F.: Partial Enthalpies of Light Hydrocarbons, Petrol. Refiner, 28 (5): 109 (1949).

IV. 68. Pitzer, K. S., G. C. Pimentel, and R. R. Brattain: Thermodynamic Properties of Hydrocarbons and Related Compounds, Proc. API, 34: 148 (1954).

IV. 69. Pomeroy, R. D., W. N. Lacey, N. F. Scudder, and F. P. Stupp: Rate of Solution of Methane in Quiescent Liquid Hydrocarbons, Ind. Eng. Chem., 25; 1014 (1933).

IV. 70. Papadopoulos, A., R. L. Pigford, and Leo Friend: Partial Molal Enthalpies of the Lighter Hydrocarbons. Chem. Eng. Progr. Symposium Ser., 49 (7): 119 (1953).

IV. 71. Prengle, H. W., Jr., L. R. Greenhaus, and Robert York, Jr.: Thermodynamic Properties of n-Butane. Chem. Eng. Progr., 44: 863 (1948).

IV. 72. Reamer, H. H., R. H. Olds, B. H. Sage, and W. N. Lacey: Methane-Carbon Dioxide System in the Gaseous Region, Ind. Eng. Chem., 36: 88 (1944).

IV, 73. Reamer, H. H., B. H. Sage, and W. N. Lacey: Volumetric and Phase Behavior of Methane-Hydrogen Sulfide System, Ind. Eng. Chem., 43: 976 (1951).

IV. 74. Reamer, H. H., J. B. Opfell, B. H Sage, and C. H. Duffy: Diffusion Coefficients in Hydrocarbon Systems. Ind. Eng. Chem., 48: 275 (1956).

IV. 75. Rose-Innes, J., and S. Young: On the Thermal Properties of Isopentane. Proc. Phys. Soc. (London), 16: 11 (1897).

IV. 76. Sage, B. H., and W. N. Lacey: Partial Volumetric Behavior of the Lighten Paraffin Hydrocarbons In the Gas Phase, API Drill. Prod. Practice, 1939: 641.

IV. 77. Sage, B. H., and W. N. Lacey: The Methane — Ethane System in the Gaseous Region, Ind. Eng. Chem., 31; 1497 (1939).

IV. 78. Sage, B. H., B. L. Hicks, and W. N. Lacey: Partial Volumetric Behavior of the Lighter Hydrocarbons in the Liquid Phase, API Drill. Prod. Practice, 1938: 402.

IV. 79. Sage, B. H., R. H. Olds, and W. N. Lacey: The Enthalpy of Gaseous Hydrocarbon Mixtures, API Drill. Prod: Practice, 1942: 162.

IV. 80. Sage, B. H.: Status of Thermodynamics in Petroleum Industry, Ind. Eng. Chem., 42: 631 (1950).

IV. 81. Schwartz, C. A.: The Variation in the Surface Tension of Gas Saturated Petroleum with Pressure, J. Appl. Phys., 1: 245 (1931).

IV. 82. Shnidman, Louis: Gaseous Fuels, 2d ed., American Gas. Association, New York, 1954.

IV. 83. Silberberg, I. H., P. K. Kuo, and J. J. McKetta, Jr.: Compressibility Isotherms of Methane, Ethane, Propane and n-Butane at Low Pressures. Petrol. Engr., 24 (5): C5 (1952).

IV. 83a. Pfennig, H. W., and J. J. McKetta: Generalized z Chart for Low Pressures, Petrol. Refiner, 36 (12): 153 (1957).

IV. 84. Smith, A. S.: Rate of Mixing of Gases in Closed Containers, Ind. Eng. Chem., 26: 1167 (1934).

IV. 85. Smith, M. L., and G. H. Hanson: Physical Properties of Light Hydrocarbons, Oil Gas J., 44 (10): 119 (1945).

IV. 86. Smith, R. L., and K. M. Watson: Boiling Points and Critical Properties of Hydrocarbon Mixtures, Ind. Eng. Chem., 29; 1408 (1937).

IV. 87. Standing, M. B., and D. L. Katz: Density of Natural Gases, Trans. AIME, 146; 140 (1942).

IV. 88. Standing, M. B., and D. L. Katz: Density of Crude Oils Saturated with Natural Gas, Trans. AIME, 146: 159 (1942).

IV. 89. Taylor, H. S., and H. A. Taylor: Elementary Physical Chemistry, D. Van Nostrand Company, Inc., Princeton, N. J., 1942.

IV. 90. Taylor, H. S., and S. Glasstone: Treatise on Physical Chemistry-States of Matter, D. Van Nostrand Company, Inc., Princeton, N. J., 1951.

IV. 91. Thomson, W., and J. P. Joule: On the Thermal Effects of Fluids in Motion, Phil. Trans. Roy. Soc. London, 143: 357 (1853).

IV. 92. Timmerhaus, K. D., and H. G. Drickamer: Diffusion in the System $C^{14}O_2$—CO_2 to 1,000 Atmospheres Pressure, J. Chem. Phys., 20: 981 (1952).

IV. 93. Trube, A. S.: Compressibility of Natural Gases, J. Petrol. Technol., 9 (1): 69 (1957).

IV. 93a. Trube, A. S.: Compressibility of Undersaturated Hydrocarbon Reservoir Fluids, Trans. AIME, 210: 341 (1957).

IV. 94. Weinaug, C. F., and D. L. Katz: Surface Tension of Methane-Propane Mixtures, Ind. Eng. Chem., 35: 239 (1943).

IV. 95. Wilke, C. R.: Estimation of Liquid Diffusion Coefficients, Chem. Eng. Progr., 45: 218 (1949).

IV. 96. Wilke, C. R.: Diffusional Properties of Multicomponent Gases, Chem. Eng. Progr., 46; 95 (1950).

IV. 97. Young, Sidney: The Specific Volumes of the Saturated Vapors of 30 Pure Substances, Sci Uroc. Roy. Dublin Soc. 12: 374 (1909—1910).

IV. 98. Zapffe, F.: Natural Gas Correlations, Petrol. Refiner, 33 (4): 142 (1954).

IV. 99. Beal, Carlton: The Viscosity of Air, Water, Natural Gas, Crude Oil and Its Associated Gases at Oil Field Temperatures and Pressures, Trans. AIME, 165: 94 (1946).

IV. 100. Bicher, L. B. and D. L. Katz: Viscosity of the Methane-Propane System, Ind. Eng. Chem., 35: 754 (1943).

IV. 101. Bicher, L. B., Jr., and D. L. Katz: Viscosity of Natural Gases, Trans. AIME, 155: 246 (1944).

IV. 102. Boyd, J. H., Jr.: The Viscosity of Compressed Gases, Phys. Rev., 2 (35): 1284 (1930).

IV. 103. Bromley, L. A., and C. R. Wilke: Viscosity Behavior of Gases. Ind. Eng. Chem., 43: 1641 (1951).

IV. 104. Carr, N. L.: The Viscosity of Gas Mixtures at High Pressure, Ph. D. thesis, Illinois Institute of Technology, Chicago, 1952.

IV. 105. Carr, N. L.: Viscosity of Natural Gas Components and Mixtures. Inst. Gas. Technol., Research Bull. 23, 1953.

IV. 105a. Carr, N. L., J. D. Parent, and R. E. Peck: Viscosity of Gases and Gas Mixtures at High Pressurez, Chem. Eng. Progr. Symposium Ser., 51 (16): 91 (1955).

IV. 106. Carr, N. L., R. Kobayashi, and D. B. Burrows: Viscosity of Hydrocarbon Gases under Preszure, Trans. AIME, 201: 264 (1954).

IV. 107. Comings, E. W., and R. S. Egly: Viscosity of Gases and Vapors at High Pressure, Ind. Eng. Chem., 32; 714 (1940).

IV. 108. Comings, E. W., B. J. Mayland, and R. S. Egly: The Viscosity of Gases at High Pressure, Univ. Illinois Eng. Exp. Sta. Bull. 354, 1944.

IV. 109. Golubev, I. F.: Viscosity of Liquid Methane, Ethane, Ethylene, etc., J. Tech. Phys. (U. S. S. R.), 10: 725 (1940); 11: 613, 801 (1941).

IV. 110. Grunberg, L., and A. H. Nissam. Viscosity of Highly Compressed Fluids. Ind. Eng. Chem, 42: 885 (1950).

IV. 111. Herning F., and L. Zipperer. Calculations of the Viscosity of Technical Gas Mixtures from the Viscosity of Individual Gases, Gas-u Wasserfach. 79: 49, 69 (1936).

IV. 112. Hocott, C. R., and S. W. Buckley: Measurements of the Viscosites of Oils under Reservoir Conditions, Trans. AIME, 142: 131 (1941).

IV. 113. Hubbard, R. M., and G. G. Brown: Viscosity of n-Pentane Ind. Eng. Chem I. ., 35: 1276 (1943).

IV. 114. Johnston, H. L., and K. E. McCloskey: Viscosity between 90° K and Room Temperature of Hydrogen, Air, Oxygen, Nitrogen, Nitric Oxide, Nitrous Oxide, Carbon Dioxide and Methane, J. Phys. Chem., 44: 1038 (1940).

IV. 115. Lipkin, M. R., J. A. Davison, and S. S. Kurtz: Viscosity of Propane, Butane, and Isobutane, Ind. Eng. Chem., 34: 976 (1942).

IV. 116. Mason, S. G., and O. Maass: Measurement of Viscosity in the Critical Region: Ethylene, Can. J. Research, 18B: 128 (1940).

IV. 116a. Melaven, R. A., and E. Mack Jr.: Collision Areas and Shape of Carbon Chain Molecules in the Gaseous State, n-Heptane, n-Octane, and n-Nonane, J. Am. Chem. Soc., 54: 888 (1932).

IV. 117. Michels, A., and R. O. Gibson: Viscosity of Nitrogen to 1,000 Atmospheres and 25° C to 75° C, Proc. Roy. Soc. (London), 134 A: 288 (1931).

IV. 118. Naldrett, S. N., and O. Maass: The Viscosity of Carbon Dioxide in the Critical Region, Can. J. Research, 18B: 322 (1940).

IV. 119. Olds, R. H., B. H. Sage, and W. N. Lacey: Volumetric and Viscosity Studies of Gas and Oil from the Santa Maria Valley Field, Petrol. Technol., March, 1943.

IV. 120. Onnes, H. K., and M. deHaas: The Coefficient of Viscosity of Fluids in Corresponding States, Communs. Phys. Lab. Univ. Leiden, 12B: 9 (1894); 12C: 12 (1894).

IV. 121. Onnes, H. K., and S. Weber: Investigation of the Viscosity of Gases at Low Temperatures, II, Helium, Communs. Phys. Lab. Univ. Leiden, 134B: 1913.

IV. 121a. Perry, J. H. (ed): Chemical Engineer's Handbook, 3d. ed., McGraw-Hill Book Company, Inc, New York, 1950.

IV. 122. Phillips, P.: The Viscosity of Carbon Dioxide, Proc. Roy. Soc. (London), 87A: 48 (1912).

IV. 123. Poiseuille, J.: Mém. savants etrangers, 9: 433 (1846).

IV. 124. Rankine, A. O., and C. J. Smith: Phil. Mag., 6 (42): 615 (1921).

IV. 125. Sage, B. H., and W. N. Lacey: Viscosity of Hydrocarbon Solutions Methane-Ethane Crystal Oil System, Ind. Eng. Chem., 32: 587 (1940).

IV. 126. Sage, B. H. W. D. Yale, and W. N. Lacey: Effect of Pressure on the Viscosity of n-Butane, and iso-Buthane, Ind. Eng. Chem., 51: 223 (1939).

IV. 127. Sage, B. H., and W. N. Lacey: Effect of Pressure upon Viscosity of Methane and Two Natural Gases, Trans. AIME, 127: 118 (1938).

IV. 128. Sage, B. H., and W. N. Lacey: Viscosity of Hydrocarbon Solutions: Liquid and Gaseous Propane, Ind. End. Chem., 30: 828 (1938).

IV. 129. Schroer, E., and G. Becker: Viscosity in the Critical State, Z. physik. Chem. (Leipzig), 173A: 178 (1935).

IV. 130. Smith, A. S., and G. G. Brown: Viscosity of Ethane and Propane, Ind. Eng. Chem. 35: 705 (1943).

IV. 131. Stakelbeck, H.: Z. ges. Kälte-Ind., 40: 33 (1933).

IV. 132. Titani, T.: Viscosity of Vapors of Organic Compounds, Bull. Chem. Soc. Japan, 5: 98 (1930); 8: 255 (1933).

IV. 133. Trautz, M., and K. G. Sorg: Viscosity, Neat Conductivity and Diffusion in Gas Mixtures Ann. Physik, 5 (10): 81 (1931).

IV. 134. Trautz, M., and F. Kurz: Ann. Physik, 5(9): 981 (1931).

IV. 135. Trautz, M., and W. Stauf: Ann. Physik, 5 (2): 737 (1920).

IV. 136. Ubbelohde, A. R., and J. C. McCoubrey: Discussions Faraday Soc., 10: 94 (1951).

IV. 137. Uyehara, O. A., and K. M. Watson: A Universal Viscosity Correlation, Natl. Petrol. News, 36: 714 (1944).

IV. 138. VanCleave, A. B., and O. Maass: The Variation of the Viscosity of Gases with Temperature over a Large Range, Can. J. Research, 13B: 140 (1935).

IV. 138a. Versluys, J. A. Michels, and J. Gerver: A Method for the Measurement of the Viscosity of Saturated Methane-Oil Solutions under Pressure, Physica, 3: 1093 (1936).

IV. 139. Archer, C. T.: Phill. Mag., 7 (19): 901 (1935).

IV. 140. Comings, E. W., and M. F. Nathan: Ind. Eng. Chem., 39: 964 (1947).

IV. 141. Curie, M., and A. Lepape: J. phys. radium, 7 (2): 302 (1931); Compt. rens., 193: 842 (1931).

IV. 142. Dickins, B. G.: Proc. Roy. Soc. (London), 143A: 534 (1934).

IV. 143. Echerlein, P. A.: Ann. Physik, 4 (3): 120 (1900).

IV. 144. Eickhorn, W.: Ann. Physik, 3 (40): 696 (1890).

IV. 145. Enskog, D.: Kgl. Svenska Vetenskapsakad. Handl., vol. 63, no. 4, 1921.

IV. 146. Eucken, A.: Physik Z., 12: 1101 (1911).

IV. 147. Eucken, A. Physik Z., 14: 324 (1913).

IV. 148. Gallo: Rend. inst. sper. aeronaut., 2 (1): 37 (1921).

IV. 149. Gamson, B. W.: Chem. Eng, Progr., 45: 154 (1949).

IV. 150. Graetz, L.: Ann. Physik, 14 (3): 232 (1881).

IV. 151. Gregory, H., and S. Marshall: Proc. Roy. Soc. (London), 114A: 354 (1927).

IV. 152. Gregory, H., and S. Marshall: Proc. Roy. Soc. (London). 118 A: 595, 607 (1928).

IV. 153. Günther: dissertation, University of Halle, 1906.

IV. 154. Hirschfelder, J. O., R. B. Bird, and E. L. Spotz: J. Chem. Phys. 16: 968 (1948).

IV. 155. Hirschfelder, J. O., R. B. Bird, and E. L. Spotz: Chem. Revs, 44: 205 (1949).

IV. 156, Johnston, H. L., and E. R. Grilly: J. Chem. Phys. 14: 233 (1946).

IV. 157. Junk, W. A., and E. W. Comings: Chem. Eng. Progr., 49: 263 (1953).

IV. 158. Kannuluik, W. G., and L. H. Martin: Proc. Roy. Soc. (London), 144A: 496 (1934).

IV. 159. Kennard, E. H.: Kinetic Theory of Gases, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1938.

IV. 160. Keyes, F. G.: Trans. ASME, 73, 597 (1951).

IV. 161. Keyes, F. G.: Trans. ASME, 76: 809 (1954).

IV. 162. Keyes, E. G., and D. J. Sandell, Jr.: Trans. ASME, 72: 767 (1950).

IV. 163. Krey, W.: dissertation, University of Halle, 1912; Fortshr. Physik, 68 (2): 698 (1912).

IV. 164. Kundt, A., and E. Warburg: Ann. Physik, 2 (156): 177 (1875).

IV. 165. Lenoir, J. M.: Univ. Arkansas Eng. Exp. Sta. Bull. 16, October, 1952.

IV. 166. Lenoir, J. M., and E. W. Comings: Chem. Eng. Progr., 47: 223 (1951).

IV. 167. Lenoir, J. M., W. A. Junk, and E. W. Comings: Chem. Eng. Progr., 49: 539 (1953).

IV. 168. Liudsay, A. L., and L. A. Bromley: Ind. Eng. Chem., 42: 1508 (1950).

IV. 169. Mann, W. B., and B. G. Dickins: Proc. Roy. Soc. (London), 134A: 77 (1932).

IV. 170. Michels, A., and A. Botzen: Physica, 19: 585 (1953).

IV. 171. Moser, E.: Über die Warmeleitfähigheit von Gasen und Dämpfen bei hohren Temperaturen, dissertation, University of Berlin, 1913.

IV. 172. Pidduck, F. B.: Proc. Roy. Soc. (London), 101A: 101 (1922).

IV. 173. Rothman, A. J., and L. A. Bromley: Ind. Eng. Chem., 47: 899 (1955).

IV. 174. Schleiermacher, A. Ann. Physik, 3 (34): 623 (1888).

IV. 175. Schleiermacher, A. Ann. Physik, 3 (36): 346 (1889).

IV. 176. Schottky, W. F.: Z. Elektrochem., 56: 889 (1952).

IV. 177. Schwarze, W.: Ann. Physik (4) 11: 303, 1144 (1903).

IV. 178. Sellschopp, W.: Forsch. Gebiete Ingenieurw. B5: 162 (1934).

IV. 179. Smith, C. J.: Pros. Phys. Soc. (London). 34: 155 (1922);

IV. 180. Stafford, O. J.: Z. physik. Chem., 77: 66 (1911).

IV. 181. Stefan, J.: Sitzber. Akad. Wiss. Wien Math-naturw. Kl., 11, 72: 69 (1875).

IV. 182. Stoyarov, E. A., V. V. Ipat'ev, and V. P. Teodorovich: Zhur. Fiz. Khim., 24: 166 (1950).

IV. 183. Stops, D. W.: Nature, 164: 966 (1949).

IV. 184. Todd, G. W.: Proc. Roy. Soc. (London), 83A: 19 (1910).

IV. 185. Trautz, M., and P. B. Baumann. Ann. Physik, 5 (2): 733 (1929).

IV. 186. Trautz, M., and Zündel: Ann. Physik, 5 (17): 345 (1933).

IV. 187. Vargaftik, N. B.: Tech. Phys. U. S. S. R., 4: 341 (1937).

IV. 188. Vargaftik, N. B., and O. N. Oleshchuk: Izvest. VTI, 15 (6): 7 (1946).

IV. 189. Weber, S.: Ann. Physik, 4 (54): 325, 437, 481 (1917).

IV. 190. Weber, S.: Ann. Physik, 4 (82): 479 (1927).

IV. 191. Winkelmann, A.: Ann. Physik, 2 (156): 497 (1875).

IV. 192. Winkelmann, A.: Ann. Physik, 3 (44): 177, 429, (1891).

IV. 193. Wüllner, A.: Ann. Physik 3 (4): 321 (1878).

IV. 194. Ziegler, E.: Über die Warmeleitung von Aethan and Methan, dissertation, University of Halle, 1904.

V. 1. Engineering Data Book, 7th ed., National Gasoline Supply Men's Association, Tulsa, Okla, 1957.

V. 2. Banks, W. P.: Hydrocarbon-type Hydrates and Hydrate Sulfhydrates, Ph. D. thesis, University of Oklahoma, Norman, 1953.

V. 3. Banks, W. P., B. O. Heston, and F. F. Blankenship: Formula and Pressure-Temperature Relationship of the Hydrate of Dichlorofluorethane, J. Phys. Chem., 58: 962 (1954).

V. 4. Bartlett, E. P.: The Concentration of Water Vapor in Compressed Gases, I. Am. Chem. Sos., 49: 65 (1927).

V. 5. Bond, D. C., and N. B. Russel: Effect of Antifreeze Agents on Formation of Hydrogen Sulphide Hydrate, Trans. AIME, 179: 192 (1949).

V. 6. Bradbury, E. J., D. McNulty, R. L. Savage, and E. E. McSweeney: Solubility of Ethylene in Water, Ind Eng. Chem., 44: 211 (1952).

V. 7. Brickell, W. F.: Determination of Water Vapor in Natural Gas by Direct Chemical Method, Petrol. Engr., 24 (12): D58 (1952).

V. 8. Brooks, W. B., G. B. Gibbs, and J. McKetta, Jr.: Mutual Solubility of Light Hydrocarbon Water Systems, Petrol. Refiner, 30 (10): 118 (1951).

V. 9. Brooks, M. B., J. E. Haughn, and J. J. McKetta,: Jr.: The 1-Butene-Water System in the Vapor and Three-phase regions, Petrol. Refiner, 34 (8): 129 (1955).

V. 10. Brown, G. G.: A Series of Enthalpy Entropy Charts for Natural Gases, Trans. AIME, 160: 65 (1945).

V. 11. Campbell, J. M., and L. L. Laurence: Measurement of Water Vapor Content of Gases, Oil Gas J., 50 (24): 93 (1951).

V. 12. Carson, D. B., and D. L. Katz: Natural Gas Hydrates, Trans. AIME, 146: 150 (1942).

V. 13. Clausen, W. F.: Recent Progress in Investigation of Hydrocarbon Hydrates, ACSDiv. Petrol. Chem. Preprint, 33, Apr. 4—7, 1955.

V. 14. Clausen, W. F.: Suggested Structures of Water in Inert Gas Hydrates, J. Chem. Phys., 19: 259, 662, 1425 (1951).

V. 15. Cole, R.: The Relation of Physical Properties to Structure: A Powder X-Ray Diffraction Investigation of Inert Gas Hydrates, Ph. D. thesis, University of Illinois, Urbana, 1952.

V. 16. Culberson, O. L., A. B. Horn, and J. J. McKetta, Jr: Phase Equilibria in Hydrocarbon Water Systems. Trans. AIME, 189: 1 (1950).

V. 17. Culberson, O. L., and J. J. McKetta, Jr.: Solubility of Ethane in Water to 10,000 Psia, Trans. AIME, 189: 319 (1950).

V. 18. Culberson, O. L., and J. J. McKetta, Jr: Solubility of Methane in Water at Pressures to 10,000 Psia, Trans. AIME, 192: 223 (1951).

V. 19. Culberson, O. L., and J. J. McKetta, Jr: Vapor — Liquid Equilibrium Constants in Methane-Water and Ethane-Water Systems, Trans. AIME. 192: 297 (1951).

V. 20. Deans, H. A.: private communication, Rice Institute, Houston, 1955.

V. 21. Deaton, W. M., and E. M. Frost, Jr: Gas Hydrates and Their Relation to the Operation of Natural Gas Pipe Lines, U. S. Bur. Mines Monograph, 8, 1946.

V. 22. Deaton, W. M., and E. M. Frost, Jr: Apparatus for Determining Dew Point of Gases under Pressure, U. S. Bur. Mines Rept. Invest. 3399, 1938.

V. 23. Diepen, G. A. M., and F. E. C. Scheffer: The Solubility of Water in Supercritical Ethane, Recueil 69: 604 (1950).

V. 24. Diepen, G. A. M., and F. E. C. Scheffer: The Ethane-Water System, Recueil, 69: 593 (1950).

V. 25. Dodson, C. R., and M. B. Standing: Pressure-volume-Temperature and Solubility Relations for Natural Gas Water Mixtures, API Drill. Prod. Practice, 1944: 173.

V. 26. Dunmore, F. W.: An Improved Electric Hygrometer, J. Research NBS, 23: 791 (1939).

V. 27. Faraday, M.: On Fluid Chlorine, Trans. Roy. Soc. (London), 22A: 160, 189 (1823); (Reproduced, Ref. 1—9).

V. 28. Frost, E. M., Jr., and W. M. Deaton: Gas Hydrate Composition and Equilibrium Data, Oil Gas J., 45 (12): 170—178 (1946).

V. 29. Galloway, W. S.:Determination of Water in Gaseous Propane by Means in Infrared Spectroscopy, Proc. API, sec. III. 28: 70 (1948).

V. 30. Gester, G. C., Jr.: Design and Operation of a Light Hydrocarbon Distillation Drier, Chem. Eng. Progr., 43: 117 (1947).

V. 31. Griswold, J., and J. E. Kasch: Hydrocarbon-Water Solubilities at Elevated Temperatures and Pressures, Ind. Eng. Chem., 34: 804 (1942).

V. 32. Gentry, R. M., and V. H. Gunther: Water Solubility in Liquid Propane, Oil Gas J., 53 (43): 131 (1955).

V. 33. Hammerschmitd, E. G.: Formation of Gas Hydrates in Natural Gas Transmission Lines, Ind. Eng. Chem., 26: 851 (1934).

V. 34. Hammerschmitd, E. G.: Preventing and Removing Hydrates in Natural Gas Pipelines, Oil Gas J., 37 (52): 66 (1939).

V. 35. Hammerschmitd, E. G.: Elimination of Hydrate Troubles, Proc. NGAA, 1940: 80.

V. 36. Hibbard, R. R., and R. L. Schalla: Solubility of Water in Hydrocarbons, Natl. Advisory Comm. Aeronaut., Research Memo E52D24, 1952.

V. 37. Hildebrand, J. H., and R. L. Scott: The Solubility of Non-electrolytes, 3d ed. Reinhold Puplishing Corporation, New York, 1950.

V. 38. Katz, D. L.: Prediction of Conditions for Hydrate Formation in Natural Gases, Trams. AIME, 160: 140 (1945).

V. 39. Kobayashi, R.: Vapor-Liquid Equilibria in Binary Hydrocarbon — Water Systems, Ph. D. thesis, University of Michigan, Ann Arbor, 1951.

V. 40. Kobayashi, R., and D. L. Katz: Vapor — Liquid Equilibria for Binary Hydrocarbon — Water Systems, Ind. Eng. Chem. 45: 440 (1953).

V. 41. Kobayashi, R., and D. L. Katz: Metastable Equilibrium in the Dew Point Determination of Natural Gases in the Hydrate Region, Trans. AIME, 204: 262 (1955).

V. 42. Kobayashi, R., and D. L. Katz: Methane Hydrate at High Pressure, Trans. AIME. 186: 66 (1949).

V. 43. Kobayashi, R., H. J. Withrow, G. Brymer Williams, and D. L. Katz: Gas Hydrate Formation with Brine and Ethanol Solutions, Proc. NGAA, 1951: 27.

V. 44. Krichevsky, I. R., and J. S. Kasarnovsky: Thermodynamical Calculations of Solubilities of Nitrogen and Hydrogen in Water at High Pressures, J. Am. Chem. Soc., 57: 2168 (1935).

V. 45. Leland, T. W., Jr.: Phase Equilibrium in the 1—Butene Water System and Correlation of Hydrocarbon Water Solubility Data, Ph. D. thesis, University of Texas, Austin, 1954.

V. 46. Leland, T. W., Jr. J. J. McKetta, Jr. and K. A. Kobe: Phase Equilibrium in 1-Butene-Water System and Correlation of Hydrocarbon-Water Solubility, Ind. Eng. Chem., 47: 1265 (1955).

V. 47. Lewis, G. N., and M. Randall: Thermodynamics and the Free Energy of Chemical Substances, McGraw — Hill Book Company, Inc., New York, 1923.

V. 48. Lippert, E. L., Jr. M. A. Palmer, and F. E. Blankenship: Preliminary Trials on the Efect of Third Components in Hydrocarbon — type Hydrate Tests, Proc. Oklahoma Acad. Sci.. 31: 115 (1950).

V. 49. Lacroix, J. P.: Les Hydrates dans l'industrie du gaz naturel, Rev. inst. franc. pétrole, 7: 34, 62 (1952).

V. 50. McCarthy, E. L., W. L. Boyd, and L. S. Reid: The Water Vapor Content of Essentially Nitrogen Free Natural Cas Saturated at Various Conditions, Trans. AIME, 189: 241 (1950).

V. 51. McKetta, J. J., Jr., and D. L. Katz: Phase Equilibria in the Methane-Butane-Water System, Ind. Eng. Chem., 40: 853 (1948).

V. 52. McKetta, J. J., and D. L. Katz: Phase Relationships of Hydrocarbon-Water Systems, Trans. AIME, 170: 34 (1947).

V. 53. Michels, A., W. J. Gerver, and A. Bijl: The Influence of Pressure on the Solubility of Gases, Physica, 3: 797 (1936).

V. 54. Miller, B., and E. R. Strong: Hydrate Storage of Natural Gas, AGA Monthly, 28 (2): 63 (1946).

V. 55. Noaker, L. J., and D. L. Katz: Gas Hydrates of Hydrogen Sulphide-Methane Mixtures, Trans. AIME, 201: 237 (1954).

V. 56. Olds, R. H., B. H. Sage, and W. N. Lacey: Composition of Dew Point Gas Methane-Water System, Ind. Eng. Chem., 34: 1223 (1942).

V. 57. Pauling, L., and R. E. Marsh: The Structure of Chlorine Hydrate, Proc. Natl. Acad Sci. U. S., 38: 112L (1952).

V. 58. Parent, J. D.: The Storage of Natural Gas as Hydrate, Inst. Gas Tehnol., Research Bull. 1, 1948.

V. 59. Peters, E. D., and J. L. Jungnickel: Improvements in Karl Fischer Method for Determination of Water, Anal Chem., 27: 450 (1955).

V. 60. Poettmann, F. H., and M. R. Dean: Water Content of Propane, Petrol. Refiner, 25 (12): 125 (1946).

V. 61. Porter, J. A., and L. S. Reid: Vapor Liquid Equilibrium Data on the System Natural Gas-Water-Tri-ethylene Glycol, Trans. AIME, 189: 235 (1950).

V. 62. Reamer, H. H., R. H. Olds, B. H. Sage, and W. N. Lacey: Composition of Dew Point Gas in Ethane-Water System, Ind. Eng. Chem., 35: 790 (1943).

V. 63. Reamer, H. H., R. N. Olds, B. H. Sage, and W. N. Lacey: Composition of the Co-existing Phases of n-Butane-Water System in the Three-phase Region, Ind. Eng. Chem., 36: 381 (1944).

V. 64. Reamer, H. H., B. H. Sage, and W. N. Lacey. n-Butane-Water System in the Two-Phase Region. Ind. Eng. Chem., 44: 609 (1952).

V. 65. Reamer. H. H., F. T. Selleck, and B. H. Sage: Some Properties of Mixed Paraffinic and Olefinic Hydrates, Trans. AIME, 195: 197 (1952).

V. 66. Records, J. R., and D. H. Seely, Jr.: Low Temperature Dehydration of Natural Gas, Trans. AIME, 192: 61 (1951).

V. 67. Ricci, J. E.: The Phase Rule and Heterogeneous Equilibrium, D. Van Nostrand Company, Inc. Princeton, N. J. 1951.

V. 68. Riesenfeld, F. C., and H. D. Frazier: A Critical Analysis of Methods of Determination of Water Dew Point in Hydrocarbon Gases, Oil Gas J., 48 (12): 238 (1949).

V. 69. Roberts, O. L., E. R. Brownscombe, and L. S. Howe: Hydrates of Methane and Ethane. Oil Gas J., 39, (30): 37 (1940).

V. 70. Robin, S., and B. J. Vodar: Interprétation de quelques mesures de solubilité dans les gaz comprimés. J. phys. radium, 13: 264 (1952).

V. 71. Russel, G. F., R. Thompson, F. P. Vance, and R. L. Huntington: Experimental Determination of Water Vapor Content of a Natural Gas Up to 2,000 Psi Pressure, Trans. AIME,160: 150 1945).

V. 72. Scatchard, G.: Equilibria in Non — Electrolyte Solutions in Relation to the Vapor Pressures and Densities of the Components, Chem. Revs.,8: 321 (1931).

V. 73. Scauzillo, F. R., O Baker, and W. Swerdloff: Hydrate Formation in Two-phase Hydrocarbon Systems, paper presented at Gas Hydrate Control Conf., University of Oklahoma, Norman, 1953.

V. 74. Scauzillo, F. R.: Inhibiting Hydrate Formation in Hydrocarbon Gases, Chem. Eng. Progr., 52: 324 (1956).

V. 75. Scheffer, F. F. G.: On the System Hexane-Water, Koninkl. Ned. Akad. Wetenschap. Proc., 16: 404 (1913).
V. 76. Schroeder, W.: Gas Hydrates: A Review, Samml. Chem. u. Chem. Tech. Vortrage. 29: 1(1927).
V. 77. Selleck, F. T., L. T. Carmichael, and B. H. Sage: Phase Behavior in the Hydrogen Sulphide-Water System, Ind. Eng. Chem., 44: 2219 (1952).
V. 78. Skinner, W., Jr.: The Water Content of Natural Gas at Low Temperatures, M. S. thesis, University of Oklahoma, Norman, 1948.
V. 79. Smith, D. M., and J. Mitchell, Jr.: Aquametry, Interscience Puplishers, inc. New York, 1948.
V. 80. Smith, G. F.: Dehydration Studies Using Anhydrous Magnesium Perchlorate, pamphlet, G. F. Smith Company, Columbus, Ohio, 1942.
V, 81. von Stackelberg, M.: Solid Gas Hydrates, Naturwissenschaften, 36: 327, 359 (1949).
V. 82. von Stackelberg, M., and H. G. Muller: On the Structure of Gas Hydrates, J. Chem. Phys., 19: 1319 (1951).
V. 83. Todd, F. C., and A. W. Gauger: Studies on Measurement of Water Vapor in Gases, Am. Soc. Testing Materials Proc., 41: 1134 (1941).
V. 84. Unruh, C. H., and D. L. Katz: Gas Hydrates of Carbon Dioxide-Methane Mixtures, Trans. AIME, 186: 83 (1949).
V. 85. Villard, P.: On Some New Gas Hydrates, Compt. rend., 106: 1602 (1888); 107: 395 (1888).
V. 86. Weaver, E. R., and R. Riley: Measurement of Water in Gases by Electrical Conduction in a Film of Hydroscopic Material, J. Research NBS, 40: 169 (1948).
V. 87. Wiebe, R.. The Binary System Carbon Dioxide-Water under Pressure, Chem. Revs., 29: 475 (1941).
V. 88. Wiebe, R., and V. L. Gaddy: Solubility of Carbon Dioxide in Water, J. Am. Chem. Soc., 56: 76 (1934); 61: 315 (1939); 62: 815 (1940).
V. 89. Wiebe, R., V. L. Gaddy, and C. Heins, Jr.: The Solubility of Nitrogen in Water at 50, 75, and 100° C from 25 to 1,000 Atm., J. Am. Chem. Soc., 55: 947 (1933).
V. 90. Wilcox, W. I., D. B. Carson, and D. L. Katz: Natural Gas Hydrates, Ind. Eng Chem., 33: 662 (1941).
V. 91. Woolfolk, R.M.: Methanol as a Hydrate Inhibitor, Oil Gas J., 50 (50): 124 (1952).
VI. 1. Cataloque of Infra-red Spectral Data, Mass Spectral Data, etc., API Research Project 44 on the Collection, Analysis, and Calculation of Data, New York.
VI. 2. Altieri., V. J.: Tutweiler Method for Determining Hydrogen Sulfide Gas Analysis, American Gas Association, New York, 1946.
VI. 3. Anderson, C. G.: Test Method for Helium in Natural Gas, U. S. Bur. Mines, Inform. Circ., 6796, 1934.
VI. 4. Datatron Programming and Coding Manual, Electro-Data Corporation. Pasadena, Calif., 1954.
VI. 5. 650 Magnetic Drum Data Processing Machine: Manual of Operation, IBM Corporation, New York, 1955.
VI. 6. ASTM Standards, part V. Fuels, Petroleum, etc., American Society for Testing Materials, Philadelphia, 1955.
VI. 7. The Computer and You, Chem. Eng. Progr., 52: 449 (1956).
VI. 8. Gas Chromatography, Oil Gas J., 54 (85): 126 (1956).
VI. 9. Process Stream Analyses, Oil Gas J., 55 (7): 127 (1957).
VI. 10. Arnold, J. H.: Vaporization Equilibria of Methane at High Pressure, Chem. Eng. Progr. Symposium Ser., 48 (3): 82(1952).
VI. 11. Aroyan, H. J., and D. L. Katz: Low Temperature Vapor-Liquid Equilibria in Hydrogen-n Butane System, Ind. Eng. Chem., 43: 185 (1951).
VI. 12. Barnard, G. P.: Modern Mass Spectrometry, Institute of Physics, London, 1953.
VI. 13. Benedict, M., et al.: Vapor Liquid Equilibrium in Mixtures of Light Hydrocarbons, M. W. Kellogg Company, New York., Chem. Eng. Progr., 46 (3): 20 (1950).
VI. 14. Bloomer, O. T.: Measurement of Gas Law Deviations with Bean abd Burnett Apparatus, Inst. Gas Technol. Research Bull. 13, 1952.
VI. 15. Bruce, W. A.: Use of High Speed Computing Machines for Oil Production Problems, API Drill. Prod. Practice, 1952: 373.
VI. 16. Bulb, F. W., R. G. Nisle, and P. G. Carpenter: An Electronic Analog Computer for Solving Flash Vaporization Equilibrium Equation, Trans, AIME, 189: 143 (1950).
VI. 17. Coates, V. J., and N. Brenner: Fuel Gas Analysis by Chromatography, Petrol. Refiner, 35 (1): 197 (1956).
VI. 18. Corbin, J. R.: Developments in Gas Chromatography, Proc. NGAA, 1956: 37.
VI. 19. De Priester, C. L.: Light-hydrocarbon Vapor-Liquid Distribution Coefficients, Chem. Eng. Progr. Symposium, Ser., 49, (7): 1 (1953).
VI. 20. Eilerts, K., R. V. Smith, and R. C. Wright: Equilibrium Cell for Investigating Properties of Fluids from Petroleum and Natural Gas Reservoirs, U. S. Bur. Mines, Rept. Invest. 3514 (1940).
VI. 21. Evans, R. B., III, and D. Harris: Equilibrium Vaporization Ratios, Hydrocarbon Mixture Containing Two Concentrations of Heptanes and Heavier Fractions, Ind. Eng. Chem., Chem. Eng. Data Ser., 1 (1): 45 (1956).
VI. 22. Ewing, Galen W.: Instrumental Methods of Chemical Analysis, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1954
VI. 23. Grandone. P., and A. B. Cook: Collecting and Examining Subsurface Samples of Crude Oil, U. S. Bur. Mines, Tech-Paper 629, 1941.
VI. 24. Hadden, S. T.: Vapor-Liquid Equilibrium in Hydrocarbon Systems, Chem. Eng. Progr., 44 (37): 135 (1948).
VI. 25. Hadden, S. T.: Convergence Pressure in Hydrocarbon Vapor-Liquid Equilibria, Chem. Eng. Progr. Symposium Ser., 49 (7): 53 (1953).
VI. 26. Hanson, G. H., and G. G. Brown: Vapor-Liquid Equilibria in Mixtures of Volatile Paraffins, Ind. Eng. Chem., 37: 821 (1945).
VI. 27. Hoffman, A. E., J. S. Crump, and C. R. Hocott: Equilibrium Constants for a Gas-condensate System, Trans. AIME, 195: 1 (1953).
VI. 28. Hollander, F. H., and C. B. Tompkins: What You Should Know about Digital Computers, Chem. Eng. Progr., 52: 451 (1956).
VI. 29. Jacoby, R. H., and M. J. Rzasa: Equilibrium Vaporization Ratios for Nitrogen, Methane, Carbon Dioxide, Ethane, and Hydrogen Sulphide in Absorber Oils and Crude Oils, Trans. AIME, 195: 99 (1952).
VI. 30. Katz, D. L., and G. G. Brown: Vapor Pressure and Vaporization of Petroleum Fractions, Ind. Eng. Chem., 25: 1373 (1933).
VI. 31. Kirkbride, C. G., and J. W. Bertetti: High Pressure Absorption of Low Boiling Hydrocarbons, Ind. Eng. Chem., 35: 1242 (1943).
VI. 32. Lavender, H. M., B. H. Sage, and W. N. Lacey: Gas-Liquid Equilibrium Constants, Methane-Dekane System, Oil Gas J., 39 (9): 48 (1940).
VI. 33. Lenoir, J. M., and G. A. White: Vapor-Liquid Equilibrium Ratios, Petrol. Refiner, 32 (10): 121; 32 (12): 115 (1953).
VI. 34. Lindsly, B. E.: A Study of Bottom Hole Samples of East Texas Crude Oil, U. S. Bur. Mines, Rept. Invest. 3212, 1933.
VI. 35. Miller, A. J.: Highlights of the NGAA Analysis Program, Proc. NGAA, 1956; 40.
VI. 36. Muskat, M., and J. M. McDowell: An Electrical Computer for Solving Phase Equilibrium Problems, Trans. AIME, 186: 291 (1949).
VI. 37. Organick, E. I., and G. G. Brown: Prediction of Hydrocarbon Vapor-Liquid Equilibria, Chem. Eng. Progr. Symposium Ser., 48 (2): 97 (1952).
VI. 38. Organic, E. I., and B. H. Golding: Prediction of Saturation Pressures for Condensate-gas and Volatile Oil Mixtures, Trans. AIME, 195: 135 (1952).
VI. 39. Organick, E. I., and H. I. Meyer: Flash Calculations as Performed on the IBM Card Programmed Calculator, J. Petrol. Technol., 7 (5): 9 (1955).
VI. 40. Organick, Elliott: Equilibrium Ratio Charts for Hydrocarbon Systems, Proc. NGAA, 1955; 66; in book form, Natural Gasoline Association of America, Tulsa, Okla., 1957.
VI. 41. Podbielniak, W. J.: Method of Natural Gasoline Analysis, Oil Gas J., 27 (35): 28 (1929).
VI. 42. Podbielniak, W. J., and S. T. Preston: Vapor Phase Chromatography, Petrol. Refiner, 34 (11): 165 (1955).
VI. 43. Podbielniak, W. J., and S. T. Preston: Developments in Light Hydrocarbon Analysis, Proc. NGAA, 1956; 30.
VI. 44. Podbielniak, W. J., and S. T. Preston: Analytical Distillation, in Physical Methods in Chemical Analysis, vol. 3, Academic Press, Inc., New York, 1956.
VI. 45. Poettmann, F. H., and D. L. Katz: Carbon Dioxide in a Natural Gas-condensate System, Ind. Eng. Chem. 38: 530 (1946).
VI. 46. Poettmann, E. H., and B. J. Mayland: Equilibrium Constants for High Boiling Hydrocarbon Practions, Petrol. Refiner, 28 (7): 101 (1949).
VI. 47. Poettmann, F. H.: Vaporization Characteristics of Carbon Dioxide in a Natural Gas-Crude Oil System, Trans. AIME, 192: 141 (1951).
VI. 48. Rachford, H. H., Jr., and J. D. Rice: Procedure for Use of Electronic Digital Computers in Calculating Flash Vaporization Hydrocarbon Equilibrium, Trans. AIME, 195: 327 (1952).
VI. 49. Roland, C. H., D. E. Smith, and H. H. Kaveler: Equilibrium Constants for a Gas Distillate System, Oil Gas J., 39 (46): 128 (1941).
VI. 50. Roland, C. H.: Vapor-Liquid Equilibria for Natural Gas Crude Oil Mixtures, Ind. Eng. Chem., 37: 930 (1945).
VI. 51. Rzasa, M. J., E. D. Glass, and J. B. Opfell: Prediction of Critical Properties and Equilibrium Vaporization Constants for Complex Hydrocarbon Systems, Chem. Eng. Progr. Symposium Ser., 48 (2): 28 (1952).
VI. 52. Sage, B. H., and W. N. Lacey: Formation Volume and Energy Characteristics of Gas Cap Material from Kettleman Hills, Oil Weekly, 83 (10): 19 (1936).
VI. 53. Sage, B. H., and W. N. Lacey: Equilibrium Constants for Methane in Several Hydrocarbon Systems, Ind. Eng. Chem., 30: 1296 (1938).
VI. 54. Sage, B. H., B. L. Hicks, and W. N. Lacey: Tentative Equilibrium Constants for Light Hydrocarbons, ARI Drill. Prod. Practice 1938; 386.

VI. 55. Sage, B. H., and W. N Lacey: Apparatus for Determination of Volumetric Behavior of Fluids, Trans. AIME. 174: 102 (1948).
VI. 56. Sage, B. H., and H. H. Reamer: Some Methods of Experimental Study of Vapor-Liquid Equilibria, Chem. Eng. Progr. Symposium Ser., 48 (2): 3 (1952).
VI. 57. Selheimer, C. W., M. Souders, Jr., R. L. Smith, and G. G. Brown: Fundamental Design of High Pressure Equipment Involving Paraffin Hydrocarbons, Ind. Eng. Chem., 24: 513 (1932).
VI. 58. Shnidman, Louis: Gaseous Fuels, 2d ed., American Gas Association, New York, 1954.
VI. 59. Soloman, E.: Liquid-Vapor Equilibrium in Light Hydrocarbon Absorber Oil System, Chem. Eng. Progr. Symposium. Ser. 48 (3): 93 (1952).
VI. 60. Standing, M. B., and C. R. Dodson: Prediction of Volumetric and Phase Behavior of Naturally Occurring Hydrocarbon Systems, API Dril. Prod. Practice, 1941: 326.
VI. 61. Stutzman, L. F., and G. M. Brown: Low Temperature Vapor-Liquid Equilibria, Chem. Eng. Progr. 45: 139 (1949).
VI. 62. Vagtborg, Harold, Jr.: Equilibrium Vaporization Ratios for a Reservoir Fluid Containing a High Concentration of Hydrogen Sulphide, Trans. AIME, 201: 67 (1954).
VI. 63. Washburn, H. W., et al.: Mass Spectrometry, Ind. Eng. Chem. Snal. Ed., 17: 74 (1945).
VI. 64. Webber, C. E.: Equilibrium Constants for Hydrocarbons in Absorption Oil, Trans, AIME, 142: 192 (1941).
VI. 65. White, R. R., and G. G. Brown: Phase Equilibria of Complex Hydrocarbon Systems, at Elevated Temperatures and Pressures, Ind. Eng. Chem., 34: 1162 (1942).
VI. 66. Williams, T. J., and C. L. Johnson: The General Purpose Analogue Computer, Chem. Eng. Progr., 52: 457 (1956).
VI. 67. Winn, F. W.: Simplified Nomographic Presentation, Hydrocarbon Vapor-Liquid Equilibria, Chem. Eng. Progr. Symposium Ser., 48 (2): 121 (1952); Petrol. Refiner, 33 (6): 131 (1954).
VI. 68. Young, S.: The Specific Volumes of the Saturated Vapors of 30 Pure Substances, Sci Proc. (Roy.) Dublin Soc., 12: 374 (1909—1910).
VII. 1. Alves, G. E.: Concurrent Liquid-Gas Flow in a Pipeline Contactor, Chem. Eng. Progr., 50: 449 (1954).
VII. 2. Series of articles on Compression, Chem. Eng., 63 (6): 178 (1956).
VII. 3. Aude, T. R.: Suggested Formula for Calculating Capacity of Products Pipelines, API Prod. Bull. 230, p. 41, 1943.
VII. 4. Baker, Ovid: Simultaneous Flow of Oil and Gas, Oil Gas J., 53 (12): 185 (1954).
VII. 5. Baumel, J. K., and C. A. Breitung: Back Pressure Test for Natural Gas Wells, Railroad Commission of Texas, Austin, 1950.
VII. 6. Benjamin, M. W., and J. G. Miller: Flow of a Flashing Mixture of Water and Steam through Pipes, Trans. ASME, 64: 657 (1942).
VII. 7. Bertuzzi, A. F., J. K. Welchon, and F. H. Poettmann: Description and Analysis of an Efficient Continuousflow Gaslift Installation: Trans, AIME, 198: 271 (1953).
VII. 8. Bertuzzi, A. F., M. R. Tek, and F. H. Poettmann: Simultaneous Flow of Liquid and Gas through Horizontal Pipes, Trans. AIME, 207: 17 (1956).
VII. 9. Brown, G. G. et al.: Unit Operations, John Wiley & Sons, Inc. New York, 1950.
VII. 10. Clinedinst, W. D.: Flow Equatons for Gas Considering Deviations from Ideal Gas Laws, Oil Gas J., 43 (4): 79 (1945).
VII. 11. Celebrook, C. F.: J. Inst. Civil Engrs (London), 11: 133 (1938—1939).
VII. 12. Cook, A. B., G. B., Spencer, F. P. Babrowski, and E. J. Dewees: Bureau of Mines Analysis of Subsurface Sample from North Lindsay Field, Petrol. Engr, 19 (13): 158 (1948).
VII. 13. Cullender, M. H., and C. W. Binckley: Adaptation of the Relative Roughness Correlation of the Coefficient of Friction to the Flow of Natural Gas in Gas Well Casings, report presented to Railroad Commission of Texas, Amarilli, Nov. 9, 1950.
VII. 14. Diehl, J. C.: Natural Gas Handbook. Metric Metal Works of American Meter Company, Erie, Pa., 1927.
VII. 15. Edmister, W. C., and R. J. McGarry: Gas Compressor Design, Chem. Eng. Progr., 45: 421 (1949).
VII. 16. Ferguson, J. W.: Gas Age, 78: 39 (July 11, 1936), 78: 72 (July 18, 1936).
VII. 17. Fowler, F. C.: Calculations of Bottom Hole Pressures, Petrol. Engr., 19 (3): 88 (1947).
VII. 18. Gosline, J. E.: Experiments on the Vertical Flow of Gas-Liquid Mixtures through Vertical Pipe, Trans. AIME, 118: 56 (1936).
VII. 19. Grizzle, B. F.: Simplification of Gas Flow Calculations by Means of a New Special Slide Rule, Petrol. Engr., 16 (13): 154 (1945).
VII. 20. Hanna, L. E., and J. F. Schomaker: Revised Panhandle Flow Formula, Oil Gas J., 54 (65): 192 (1956).
VII. 21. Huitt, J. L.: Fluid Flow in Fractures, reprint, American Institute of Chemical Engineers, Houston, Tex., 1955.
VII. 22. Joffe, J.: Storage Capacity of ong Pipelines, Chem. Eng., 56 (II): 12 (1949).
VII. 22a. Joffe, J.: Gas Compressors, Chem. Eng. Progr, 47; 80 (1951).
VII. 23. Johnson, T. W., and W. B. Berwald: Flow of Gas through High Pressure Lines, U. S. Bur. Mines Monograph 6.
VII. 24. Lockhart, R. W., and R. E. Martinelli: Proposed Correlation of Data for Isothermal Two-phase Two-Component Flow in Pipes, Chem. Eng. Progr., 45: 39 (1949).
VII. 25. Moody, L. F.: Friction Factors of Pipe Flow, Trans. ASME, 66: 671 (1944).
VII. 26. Moore, T. V., and H. D. Wilde, Jr.: Experimental Measurement of Slippage in Flow through Vertical Pipes, Trans. AIME, 92: 296 (1931).
VII. 27. Moore, T. V., and R. J. Schilthuis: Calculation of Pressure Drops in Flowing Wells, Trans. AIME, 103: 170 (1932).
VII. 28. Nikuradse, J.: VDI—Forschungsheft, no. 356, 1932; no. 361, 1938: Petrol. Engr., 11 (6): 164; 11 (8): 75; 11 (9): 124; 11 (11): 38; 11 (12): 83 (1940).
VII. 29. Nisle, R. G., and F. H. Poettmann: Calculation of the Flow and Storage of Natural Gas in Pipe, Petrol. Engr., 27 (1): D14; 27 (2): C (36); 27 (3): D27 (1955).
VII. 30. Poettmann, F. H.: The Calculation of Pressure Drop in the Flow of Natural Gas through Pipe, Trans. AIME, 192: 317 (1951).
VII. 31. Poettmann, F. H., and P. G. Carpenter: The Multiphase Flow of Gas, Oil and Water through Vertical Flow Strings, API Drill. Prod. Practice, 1952: 257.
VII. 32. Rawlins, E. L., and M. A. Schellhardt: Back—pressure Data on Natural Gas Wells and Their Application to Production Practices, U. S. Bureau of Mines Monograph 7, 1936.
VII. 33. Ridgeway, R. S.: paper presented before GNGA in Los Angeles, Mar. 1, 1945; reprint, Clark Brothers Company, Olean, N. Y.
VII. 34. Rzasa, M. J., and D. L. Katz: Calculation of Static Pressure Gradients in Gas Wells, Trans. AIME, 160: 100 (1945).
VII. 35. Schellhardt, M. A, E. J. Dewees, and W. H. Barlow: Application of Well Test Data to the Study of a Specific Gas Production Problem, U. S. Bur. Mines, Rept. Invest. 3493, 1940.
VII. 36. Smith, R. V.: Determining Friction Factors for Measuring Productivity of Gas Wells, Trans. AIME, 189: 73 (1950).
VII. 37. Smith, R. V., R. H. Williams, and R. H. Dewees: Measurement of Resistance to Flow of Fluids in Natural Gas Wells, Trans. AIME, 207: 279 (1954).
VII. 38. Smith, R. V., J. S. Miller, and J. W. Ferguson: Flow of Natural Gas through Experimental Pipe Lines and Transmission Lines, U. S. Bur. Mines Monograph 9, 1956.
VII. 39. Stein, N., E. B. Elfrink, L. D. Wiener, and C. R. Sandberg: The Slip Velocity of Gases Rising through Liquid Columns, Trans. AIME, 195: 233 (1952).
VII. 40. Stephes, M. M., and O. F. Spencer: Natural Gas Engineering, Pennsylvania State University, Mineral Industries Extension Services, 1939, 1954.
VII. 41. Sukkar, Y. K., and D. Cornell: Direct Calculation of Bottom Hole Pressures in Natural Gas Wells, Trans. AIME, 204: 43 (1955).
VII. 42. Weymouth, T. R.: Problems in Natural Gas Engineering, Trans. ASME, 34: 185 (1912).
VIII. 1. Orifice Meter Constants, Handbook E-2, American Meter, Company, Erie, Pa., 1936.
VIII. 2. Orifice Metering of Natural Gas, AGA Gas Measurement Committee Rept. 1, 1930; 2, 1935; 3, 1955.
VIII. 3. AGA. ASME Joint Committee: History of Orifice Meter, etc., American Society of Mechanical Engineers, New York, 1935.
VIII. 4. Baird, R. C., and I. C. Bechtold: The Dynamics of Pulsation Flow through Sharp—edged Restrictions, Trans. ASME, 74: 1381 (1952).
VIII. 5. Brown, G. G., and D. L. Katz: The Sampling and Metering of Wet Gas from High Pressure Condensate Wells, Proc. NGAA, 1944: 46.
VIII. 6. Chilton, E. G., and L. R. Handley: Pulsation in Gas Compressor Systems, Trans. ASME. 74: 931 (1952).
VIII. 7. Hardway, E. V., Jr.: Method for Correcting Orifice Meter Measurements for Flow Pulsations, Instruments, 24: 763 (1951).
VIII. 8. Head, V. P.: A Practical Pulsation Threshold for Flow Meters, Trans. ASME, 78: 1471 (1956).
VIII. 9. Katz, D. L.: High Pressure Gas Measurement, NGAA Tentative Standards, 1942.
VIII. 10. Kehoe, W. R.: Orifice Meter Accuracy, Petrol. Refiner, 33 (4): 118 (1954).
VIII. 11. Lee, C. A.: How to Move and Meter Liquefied Gases, Vhem. Eng., 63 (5): 193 (1956).
VIII. 12. Lindahl, E. J.: Pulsation and Its Effect on Flow Meters. Trans. ASME, 68: 883 (1946).
VIII. 13. MacLean, A. D.: The Orifice Meter, Pittsburgh Equitable Meter Company, Pittscburg, Pa., 1940.
VIII. 14. Newman, C.: Orifice Plate Errors Due to Pulsative Gas Flow, Petrol. Eng., 28 (2): B73, 76—78 (1956); Am. Gas J., 183 (3): 19—22 (1956).
VIII. 15. Oppenheim, E. K., and E. G. Chilton: Pulsating Flow Measurement: A Literature Survey, Trans. ASME, 77: 231—245 (1955).

VIII. 16. Rader, C. M., and R. A. Feemster: A New Method of Measuring Vented Gas, Trans. AIME, 107: 98 (1934).
VIII. 17. Redding, T. H.: A Bibliographical Survey of Flow through Orifices, Chapman & Hall, Ltd., London, 1952.
VIII. 18. Solnick, R. L., and R. H. Bishop: Noise, Vibration and Measurement Problems Resulting from Fluid Flow Disturbances, report, The Fluor Corporation, Ltd., Whittier, Calif., 1956.
VIII. 19. Stearns, R. F., R. R. Johnson, R. M. Jackson, and C. A. Larson: Fluid Measurement with Orifice Meters, D. Van. Nostrand Company, Inc. Princeton, N. J., 1951.
VIII. 20. Tuve, G. L., and R. E. Sprenkle: Orifice Discharge Coefficients for Viscous Liquids, Instruments, 6: 201 (1933).
VIII. 21. Williams T. J.: Pulsation Error in Manometer Gases, Trans. ASME, 78: 1461 (1956).
IX. 1. Anon.: Petroleum, Standard Oil Company of New Jersey, New York, 1928.
IX. 2. Anon.: Russian Turbodrills — How Good Are They? Wold Oil, 143 (7): 151 (1956).
IX. 3. Alcorn, I. W., et al.; Off-shore Operating Symposium, API Drill. Prod. Practice, 1954: 243.
IX. 4. Chaney, R. E., M. D. Noble, W. L. Henson, and T. D. Rice: How to Perforate Uour Well to Prevent Water and Gas Coning, Oil Gas J., 54 (53): 108 (1956).
IX. 5. Coberly, C. J.: Selection of Screen Openings for Unconsolidated Sands, API Drill. Prod. Practice, 1937: 189.
IX. 6. Elmdahl B. A.: How to Use Core Analyses to Find Oil, Oil Gas J., 54 (43): 104 (1956).
IX. 7. Franklin, L. O.: Drilling and Completion Practices, Spraberry Trend, API Drill. Prod. Practice, 1952; 128.
IX. 8. Fuller, L. S.: Drilling with Air and Natural Gas, API Drill. Prod. Practice, 1954: 82.
IX. 9. Graser, F. H.: The Fundamental Mechanics of Directional Drilling, API Drill, Prod. Practice, 1949: 71.
IX. 10. Huber, T. A., and G. H. Tausch: Permanent Type Well Completions, Trans. AIME, 198: 11 (1953); API Drill, Prod. Practice, 1955; 103.
IX. 11. Johnston, W. R.: Drilling Practices Change Fast in San Juan, Oil Gas J., 54 (55); 222 (1956).
IX. 12. Kirkpatrick, C. V.: Rotary Coring, Petrol. Engr., 26 (8): B112 (1954).
IX. 13. May, D. T.: Chip Coring Technique, API Drill. Prod. Practice, 1948: 169.
IX. 14. McDowell J. M., and M. Muskat: The Effect on Well Productivity of Formation Penetration beyond Perforated Casing, Trans. AIME,, 189; 309 (1950).
IX. 15. Miller, C. R,, Jr., and C. B. Evans: Logs and Cores Indicate Porosity, World Oil, 144 (1): 115 (1951).
IX. 16. Miller, F. G,: Pressure Distribution around a Slotted Liner in a Producing Oil Well, Petrol. Engr., 12 (1): 134; 12 (2): 83 (1940).
IX. 17. Moore C. L., and V, A. Lafave: Air and Gas Drilling, J. Petrol. Technol., 8 (2): 15 (1956).
IX. 18. Mullane, J. J.; Pressure Core Analysis, API Drill. Prod. Practice, 1941: 63.
IX. 19. Nicolson K. M.: Air and Gas Drilling. Petrol, Engr., 26 (6): B107 (1954).
IX. 20. Sterger, C. J.: Russians Devise New Type Hydrodrill Percussion Tool, Drilling, 17 (10): 127 (1956).
IX. 21. Stuart R. W., New Developments in Diamond Coring, API Drill. Prod. Practice, 1947: 42.
IX. 22. Taliaferro, D. R., and R. E. Heithecker: Bureau of Mines — API Pressure Core Barrel, U. S. Bur. Mines, Rept. Invest. 3481, 1939; API Drill. Prod. Practice, 1939: 53.
IX. 23. Thacher J. H., and W. R. Postlewaite: Turbodrill Development, Past and Present, World Oil, 143 (7): 131 (1956).
IX. 24. Tracy, G. W.: Why Gas Wells Have Low Productivity, Oil Gas J., 54 (66): 84 (1956).
IX. 25. Turner M. C., and F. C, Morgan: Multiple Zone Completions, Petrol. Engr,, 28 (6): B38 (1956).
IX. 26. West, T. S.; A Gravel Pack Completion for Exclusion of Gas and Water, Trans. AIME, 192: 183 (1951).
IX. 27. Zoba, J., H. Schaefer, and G. E. O'Neal; Producing Dually Completed Wells, Oil Gas J., 54 (63): 100 (1956).
IX. 28. Anderson F. M.: Modern Oil Well Cemeting Operations, preprint, API Div. Prod., midyear meeting, 1953.
IX. 29. Anon.: Drilling Cost Reduced, Oil Gas J., 54 (42): 91 (1956).
IX. 30. Anon.: Drilling Mud Data Book, Baroid Sales Division, National Lead Company, Houston, Tex.
IX. 31. Battle, J. L., and P. E. Chaney: Lime Base Muds, API Drill. Prod. Practice, 1950: 99.
IX. 32. Bobo, R. A., G. S. Ormsby, and R. S. Hoch: Phillips Tests Air-Mud Drilling, Oil Gas J., 53 (40): 104 (1955).
IX. 33. Bergman, W. E. et al.: Liquid Cyclone Cuts Cost of Treating Drilling Fluids, Oil Gas J., 54 (76): 114 (1956).
IX. 34. Bergman, W. E., J. R. Hurley, and F. J. Shell: Low Water Loss, Loq Density Cement, Oil Gas J., 54 (19): 107 (1955).
IX. 35. Bergman, W. E., et al.: 3 Inch I. D. Cyclone Removes Solids from Drilling Fluids, World Oil, 142 (5): 190 (1956).
IX. 36. Bogue, R. H.: The Chemistry of Portland, Cement, 2d. ed, Reinhold Publisching Corporation, New York, 1955.
IX. 37. Davis, L. F.: Results of a Survey on Primary Cementing Practices, API Drill. Prod. Practice, 1951: 191.
IX. 38. Hall, H. N., H. Thompson, and F. Nuss: Ability of Drilling Mud to Lift Bit Cuttings, Trans. AIME, 189: 35 (1950).
IX. 39. Hamsen, W. C.: Oil Well Cements. 3d intern. Symposium on Chemistry of Cement, Cement and Concrete Association, London.
IX. 40. Jahns, D. F.: Principles and Practices of Cementing, Petrol. Engr , 39 (3): B64 (1957).
IX. 41. Kaveler, H. H.: Improved Drilling Muds Containing Carboxymethylcellulose, Petrol. Engr., 17 (10): 93 (1946).
IX. 42. Ludwig, N. C.: Portland Cements and Their Application in the Oil Industry, API Drill. Prod. Practice, 1953: 183.
IX. 43. Melrose, J. C., and W. B. Lilienthal: Plastif Flow Properties of Drilling Fluids, Paper Presented at the AIME Petrol. Div. meeting, San Antonio, Tex., 1949.
IX. 44. Poettmann, F. H., and W. E. Bergmann: Density of Drilling Muds Reduced by Air Injection, World Oil, 141 (2); 97 (1955).
IX. 45. Scott, P. P., Jr., and J. L. Lummers: Cyclones Save Barite, Reject Clay Solids, Oil Gas J., 54 (75): 188 (1956).
IX. 46. Cost Analysis: Acid Treatment, Oil Gas J., 41: 63 (1943).
IX. 47. Acid Petrofrac development bulletin, Dowell, Inc., Tulsa, Okla., 1955.
IX. 48. Why Should I Fracture My Well? Oil Gas J., 55 (2): 91 (1957).
IX. 49. Carr, R. H.: Method of Facilitating the Flow of Wells, U. S. Patent, 1, 891, 667, Dec. 20, 1932.
IX. 50, Chamberlain, L. C.: Acidizing Core Samples to Guide Effective Treatment, Oil Weekly, 88: 20 (1938).
IX. 51. Clark, J. B.: A. Hydraulic Process for Increasing the Productivity of Wells, Trans. AIME, 186: I (1949).
IX. 52. Clark, J. B., C. R. Fast, and G. C. Howard; A Multiplefracturing Process for Increasing the Productivity of Wells, API Drill. Prod, Practice, 1952: 104.
IX. 53. Crawford, P. B., A. C. England, Ir., B, L. Landrum, and W. F. Haney, Jr.: Estimating Size and Shape of Vertical and Horizontal Fractures, Trans. AIME. 204: 175 (1955).
IX. 54. Davidson, R. D.: Panhandle Gas Well Fracturing Pays Off, World Oil, 143 (2): 130 (1956).
IX. 55. Frash, H.: Increasing the Flow of Oil Wells, U. S. Patent 556, 669. Mar. 17, 1896.
IX. 56. Grebe, J. S., and R. I. Sanford: Treatment of Deep Wells, U. S. Patent 1, 877, 504, Sept. I3, 1932.
IX. 57. Hassebroek, N. E., A Stegelman, and S. S. Westbrook: Progress in Sand — Oil Fracturing Treatments, API Drill. Prod. Practice, 1954: 212.
IX. 58. Hauck, C. J.: Formation Fracture Operations in Ohio, AGA Proc., 1955: 1093.
IX. 58a. Hubbert, M. King, and D. G. Willis: Mechanics of Hydraulic Fracturing, Trans. AIME, 210: 153 (1957).
IX. 59. Huber, T. A., T. O. Allen, and G, F Abendroth: Well Completion Practices, API Prod. Bull. 236, p. 24,1950.
IX. 60. Hurst, R. E., J. M. Moore, and D. E. Ramsey: Development and Application of «Frac» Treatments in the Permian Basin, Trans. AIME, 204: 58 (1955).
IX. 61. Justice, W. H., and J. P. Nielsen: Improved Techniques Developed for Acidizing Gas Producing and Injection Wells. Trans. AIME, 195; 285 (1952).
IX. 62. Lehnhard, P. S.: Mud Acid: Its Theory and Application to Oil and Gas Wells, Petrol. Engr., 14 (10): 82 (1943).
IX. 63. Lowe, W. W., and P. E. Fitzgerald: Importance of Geological Data in Acidizing Wells, Bull. AAPG, 21: 616 (1937).
IX. 64. Menard, P.: Retarded Acidizing Solution, Oil Gas J., 36: 43 (Aug. 4, 1938).
IX. 65. Newman, J. L., C. Waddell, and H. L. Sauder: A Flowmeter for Measuring Subsurface Flow Rates, J. Petrol. Technol., 8 (7): 49 (1956).
IX. 66. Parsons, C. P.: Flow Oil in Fine-grained Lime Formations Increased with Penetrating Acids, Oil Gas J,, vol. 34, 1936.
IX. 67. Reynolds, J. J., P. E. Bocquet, and R. C. Clark, Jr.: A Method of Creating Vertical Hydraulic Fractures, API Drill. Prod. Practice, 1954: 206.
IX. 68. Yuster, J. T., and J. C. Calhoun: Pressure Parting of Formations in Water Flood Operations. Oil Weekly, 117 (3): 34 (1945).
IX. 68. Bennett, E. O., C. R. Williams, and G. O. Kimmell: Experiments on Sampling and Behavior of Natural Gas Condensate Mixtures, Petrol. Engr., 13 (10): 99 (1942).
IX. 69. Berwald, W. B., H. A. Buss, and C. E. Reistle: Bureau of Mines Multiple-diaphragm Recording Subsurface-pressure Gage, U. S. Bur. Mines, Rept. Invest. 3291, 1935.
IX 70. Brownscombe, E. R., and D. R. Conlon: Precision in Bottom Hole Pressure Measurement, Trans. AIME, 165: 159 (1946).
IX. 71. Cullender, M. H.: The Isochronal Performance Method of Determining the Flow Characteristics of Gas Wells, Trans. AIME, 204 : 137 (1955).
IX. 72. Eilerts, C. K., R. V. Smith, and V. L. Barr: Measuring Distribution of Liquids in Flow-string of a Gas Condensate Well, Oil Gas J., 44 (32): 91 (1945).

IX. 73. Exline, P. G.: A Precision Gage for Subsurface Fressure Measurements, API Drill. Prod. Practice, 1936: 116

IX. 74. Flaitz, J. M., and A. S. Parks: Sampling Gas Condensate Wells. Trans. AIME, 146: 13 (1942).

IX. 75. Haymaker, E. R., C. W. Binckley and F. R. Burgess: Method of Establishing a Stabilized Back Pressure Curve for Gas Wells Producing from a Beservoir of Extremely Low Permeability, Trans. AIME, 189: 71 (1949).

IX. 76. Katz, D. L., and G. G. Brown: Sampling Two-phase Streams from, High Pressure Condensate Wells, Proc. NGAA, 1946; 14.

IX. 77. Kunz, K. S., and M. P. Tixier: Temperature Surveys in Gas Producing Wells. Trans. AIME, 204, 111, 1955.

IX. 78. Millikan, C. V.: Temperature Surveys in Oil Wells, Trans. AIME, 142: 15 (1941).

IX. 79. Millikan, C. V., and C. B. Sidwell: Bottom Hole Pressures in Oil Wells, Traus. AIME, 92: 194 (1931).

IX. 80. Pitman, R. A., and A. R. Potter: DST in Canada, Oil Gas J., 54 (68); I73 (1956).

IX. 81. Sage, B. H., and W. N. Lacey: Gravitational Concentration Gradients in Static Columns of Hydrocarbon Fluids, Trans. AIME, 132: 120 (1939).

IX. 82. Slater, K. C., and B. R. Stephenson: Measurements of Original Pressure, Temperature and Gas-Oil Ratio in Oil Sands, Trans. AIME, 82: 119 (1930).

IX. 83. Smith, R. V., and E. J. Dewees: Subsurface-pressure Gage Calibration and Usage, Oil Gas J., 47 (32): 85 (1948).

IX. 84. Smith, R. V., R. H. Willlams, and E J. Dewees: Measurement of Resistance to Flow of Fluids in Natural Gas Wells, Trans. AIME, 201; 279 (1954).

IX. 85. Vitter, A, L. Jr.: Back Pressure Tests on Gas condensate Wells, API Drill, Prod. Practice, 1942; 79.

IX. 86. Archie, G. E.; The Electrical Resistivity Log as an Aid in Determining Some Reservoir Characteristics, Trans, AIME, 146: 54 (1942).

IX. 87. Archie, G. E.: Electrical Resistivity an Aid in Core Analysis Determination, Bull. AARG, 31; 350 (1947).

IX. 88. Archie, G. E.: Introduction to Petrophysics, Bull. AAPG, 34: 943 (1950).

IX. 89. Archie, G. E.; Classifications of Carbonate Reservoir Rocks and Petrophysical Considerations, Bull. AAPG, 36: 278 (1952).

IX. 90. Bacon, L. O.: Formation Clay Minerals and Electric Logging, Producers Monthly, January, 1949, p. I8.

IX. 9I. Blanchard, A., and J. T. Dewan: The Calibration of Gamma Ray Logs. Petrol. Engr., 26; 420 (1953).

IX, 92. Blum, H. A, and J. L, Martin: Log Interpretation Problems in Low Resistivity Sands, J. Petrol. Technol, 8: 10 (1955),

IX. 93. Dewan, J, T.: Neutron Log Correction Charts for Bore Hole Conditions and Bed Thickness, J. Petrol. Technol., 8:50 (1956).

IX. 94. Dickey, Park A.: Natural Potential in Sedimentary Rocks, Trans. AIME, 155: 39 (1944).

IX. 95. Doll, H. G.: The S. P. Log: Theoretical Analysis and Principles of Interpretation, Trans. AIME, 179: 146 (1948).

IX. 96. Doll, H. G.: Introduction to Induction Logging and Application to Logging of Wells Drilled with Oil Base Mud, Trans. AIME, 186: 148 (1949).

IX. 97. Doll, H. G.: The Microlog: A New Electrical Logging Method for Detailed Determination of Permeable Beds, Trans. AIME. 189: 155 (1950).

IX. 98. Doll, H. G.: The S. P. Log in Shaly Sands, Trans. AIME, 189: 205 (1950).

IX. 99. Doll, H. G.: The Laterolog: A New Resistivity Logging Method wirh Electrodes Using an Automatic Focusing System, Trans. AIME, 192: 305 (1951).

IX. 100. Doll, H. G.: The Micro Laterolog, Trans. AIME, 198: 17 (1953).

IX. 101. Doll, H. G., J. C. Legrand, and E. F. Stratton: True Resistivity Determination from the Electric Log: Its Application to Log Analysis, Oil Gas J., 46 (20): 58 (1947).

IX. 102. Doll, H. G., and M. Martin: How to Use Electrical Log to Determine Maximum Producible Oil Index in a Bormation, Oil Gas J., 53 (9): 129 (1954).

IX. 103. Dunlap, H. F., H. L. Bilhartz, E. Shuler, and C. R. Bailey: The Relation between Electrical Resistivity and Brine Saturation in Reservoir Rocks, Trans, AIME, 186: 259 (1949).

IX. 104. Dunlap, H. G., and H. R. Hawthorne: The Calculation of Water Resistivities from Chemical Analysis, Trans. AIME, 192: 373 (1951).

IX. 105. Faul, H., and C. W. Tittle: Logging of Drill Holes by the Neutron, Gamma Method, and Gamma Ray Scattering. Geophysics, 1951: 260.

IX. 106. Ferguson, C. K., and J. A. Klotz; Filtration from Mud during Drilling, J. Petrol. Technol., 8: 29 (1954).

IX. 107. Goldstein, H., and J. E. Wilkins, Jr.; Calculations of the Penetration of Gamma Rays, U. S. AEC NYO—3075, Technical Information Service, Oak Ridge, Tenn., 1954.

IX. 108. Gondouin, M., M. P. Tixier, and G. L. Simard: An Experimental Study on the Influence of the Chemical Composition of Electrolytes on the S. P. Curve, paper presented at the AIME meeting, Casper, Wyo., May 17—18, 1956.

IX. 109. Gondouin, M., M. P. Tixier, and G. L. Simard: An Experimeytal Study on the Influence of the Chemical Composition of Electrolytes on the S. P. Curve, paper presented at the AIME meeting, Los Angeles, October, 1956.

IX. 110. Green, W. S., and R. E. Fearon: Well Logging by Radio activity, Geophysics, 5: 272 (1940).

IX. 111. Griffiths, Y. C.: Grain Size Distribution and Reservoirt Rocks Characteristics, Bull. AAPG, 36: 205 (1952).

IX. 112. Guyod, H.: Electric Log Interpretation, Oil Weekly, Dec. 3, 10. 17, and 24, 1945.

IX. 113. Hill, H. L., and J. D. Milburn: Effect of Clay and Water Salinity of Electrochemical Behavior of Reservoir Rocks. J. Petrol. Technol., 8: 65 (1956).

IX. 114. Howell, L. G., and A. Frosch: Gamma Ray Well Logging Geophysics, 4: 106 (1939).

IX. 115. Jones, Park J.: Electric Log Resistivity, Porosity and Water Saturation for Clean and Shaly Sandstones, World Oil, 132 (2): 140 (1954).

IX. 116. Jones, Park J.: Electric Log Invasion of Filtrate into Water, Oil and Gas Sandstone Beds, World Oil, 132 (5): 204 (1951).

IX. 117. Marshak, R. E.: Theory of the Slowing Down of Neutrons by Elastic Collisions with Atom Nuclei, Revs, Modern Phys., 19; 185 (1947).

IX. 118. Marshak, R. E., H. Brooks, and H. Hurwitz: Introduction to the Theory of Diffusion and Slowing Down of Neutrons, Nucleonics, 4 (5); 19; 4 (6); 43; 5 (I): 53; 5 (2); 59 (1949),

IX. 119. Martin, Maurice: The Micro Log, Oil Gas J., vol. 53, Sept, 19 and Oct. 24, 1955.

IX. 120. Martin, Maurice, and J. L. Dumanoir: Efficiencies of Various Types of Devices in Fresh Mud for Determining True Resistivities, in press.

IX. 121. Martin, J., G. H. Murray, and W. J. Gillingham: Determination of the Potential Productivity of Oil Bearing Formations by Resistivity Measurements, Geophysics, 3 (3): 258 (1938).

IX, 122. McCardell, W. M., W. O. Winsauer, and M. Williams: Origin of the Electric Potential Observed in Wells, Trans. AIME, 198: 41 (1953).

IX. 123. McConnell, Jr.: Self Potentials of Reservoir Sands, Producers Monthly, 18 (8): 19 (1954).

IX. 124. Morgan, F., M. R. J. Wyllie, and P. F. Fulton: A New Technique for the Measurement of the Formation Factors and Resistivity Indices of Porous Media, Trans. AIME. 192: 371 (1951).

IX. 125. Mounce, W. O., and W. M. Rust: Natural Potentials in Well Logging, Trans. AIME, 155: 49 (1944).

IX. 126. Patnode, H. W., and M. R. J. Wyllie: The Presence of Conductive Solids in Reservoir Rocks as a Factor in Electric Log Interpretations, Trans. AIME, 189: 47 (1950).

IX. 127. Perkins, F. M., H. R. Braunon, Jr., and W. O. Winsauer: Interrelation of Resistivity and Potential of Shaly Reservoir Rocks, Trans. AIME, 201: 176 (1954).

IX. 128. Pirson, S. J.: A Study of Self-potential Curve, Oil Gas J., 46 (22): 72 (1947).

IX. 129. Poupon, H. A., M. Loy, and M. P. Tixier: A Contribution to Electrical Log Interpretation in Shaly Sands, Trans. AIME, 201: 138 (1954).

IX. 130. Owen, E., and W. J. Greer: The Guard Electrode Logging System, Trans. AIME, 192: 347 (1951).

IX. 131. Owen, J. E.: Resistivity of Fluid Filled Porous Body, Trans. AIME, 195: 166 (1952).

IX. 132. Russell, J. H.: Interpretation Problems in Radioactivity Logging, Petrol. Engr, 27 (6): B72 (1955).

IX. 133. Russel, W. L.: Interpretation of Neutron Logs, Bull. AAPG, 33: 312 (1952).

IX. 134. Rust, C. F.: Electrical Resistivity Measurements on Reservoir Rock Sample by the Two-electrode and Fourelectrode Methods, Trans. AIME, 195: 217 (1952).

IX. 135. Schlumberger, C., M. Schlumberger, and E. G. Leonardon: Some Observations Concerning Electrical Measurements in Anisotropic Media and Their Interpretation, Trans. AIME, vol. 110, 1934.

IX. 136. Log Interpretation Charts, Schlumberger Well Surveying Corporation, Houston, Tex.

IX. 137. Schlumberger, C., M. Schlumberger, and E. G. Leonardon. A New Contribution to Subsurface Studies by Means of Electrical Measurements in Drill Holes, Trans. AIME, Tech. Paper 503 (1934).

IX. 138. Scotty, C. B., and E. G. Egan: Neutron Derived Porosity: Influence of Bore Hole Diameter, Trans. AIME, 195: 203 (1952).

IX. 139. Smith, G. H., and E. R. Atkins, Jr.: The Contributions of Clays to Formation Resistivity Based upon Laboratory Measurements on Clay Suspensions, preprint, AIME meeting, Los Angeles, Oktober, 1954.

IX. 140. Smith, H. D., and H. A. Blum: Micro Laterolog versus Micro Log for Formation Factor Calculations, Geophysics, 19: 310 (1954).

IX. 141. Southwick, P. F., K. S. Spiegler, and M. R. J. Wyllie: The Application of a Three Component Model of the S. P. and Resistivity Phenomena Evinced bu Drity Sands, paper presented at the SEG meeting, New York. March. 1955.

IX. 142. Soodak, H., and E. C. Campbell: Elementary Pile Theory John Wiley & Sons, Inc, New York, 1950.
IX. 143. Tittle, Faul, and Goodman: Neutron Logging of Drill Holes: The Neutron-Neutron Method, Geophysics, 1951: 626.
IX, 144. Tittman, J.: Moderation of Neutrons in SiO_2 and $CaCo_3$, J. Appl. Phys., 26: 394 (1955).
IX. 145. Tixier, M. P.: Electric Log Analysis in the Rocky Mountains, Oil Gas J., 48 (7): 143 (1949).
IX. 146. Tixier, M. P.: Evaluation of Permeability from Electric Log Resistivity Gradient, Oil Gas J., 48 (6): 113 (1949).
IX. 147. Tixier, M. P.: Porosity Index in Limestone from Electrical Logs, Oil Gas J., 50 (28): 140; 5L (29): 63 (1951).
IX. 148. Wallace, P. R., and J. Lecaine: Elementary Approximations in the Theory of Neutron Diffusion, MT-12, National Research Council of Canada, Chalk River, Ontario.
IX. 148a. Winn, R. H.: The Fundamentals of Quantitative Analysis of Electric Logs, paper presented at Symposium on Formation Evaluation, University of Houston, 1955.
IX. 149. Winsauer, W. O., and W. M. MacCardell: Ionic Double Layer Conductivity in Reservoir Rocks, Trans. AIME, 198: 129 (1953).
IX. 150. Winsauer, W. O., H. M. Shearin, Jr., P. H. Masson, and M. Williams: Resistivity of Brine Saturated Sands in Relation to Pore Geometry, Bull. AAPG, 36: 253 (1952).
IX, 151. deWitte, L.: Resistivity and Saturation Distribution in Unfiltrated Zones of Porous Formations, Oil Gas J., 49 (12): 246 (1950).
IX. 152. deWitte, L.: Relations between Resistivities and Fluid Contents of Porous Rocks. Oir Gas J., 49 (16): 120 (1950).
IX. 153. deWitte, L.: Experimental Studies on the Characteristics of the Electrochemical Potentials Encountered in Drill Holes, paper presented at the AIME meeting, Los Angeles, October. 1950.
IX. 154. deWitte, L.: A Study of Electric Log Interpretation Methods in Shaly Formations, Trans. AIME. 204: 103 (1955).
IX. 155. Wright, T. R., and S. J. Pirson: Porosity-profile Determination from Electric Logs, Bull. AAPG, 36: 299 (1952).
IX. 156. Wyllie, M. R. J.: A Quantitative Analysis of the Electrochemical Component of the S. P. Curve, Trans. AIME, 186: 17 (1949).
IX. 157. Wyllie, M. R. J.: An Investigation of the Electrokinetical Components of the S. P. Curve, Trans. AIME, 192: 1 (1951).
IX. 158. Wyllie, M. R. J.: Clay Technology in Well Log Interpretation, paper presented at the Natl. Conf. Clays and Clay Technol., University of California, Berkeley, July 21—25, 1952.
IX. 159. Wyllie, M. R. J.: Procedure for the Direct Employment of Neutron Log Data in Electric Log Interpretation, Geophysics, 17: 790 (1952).
IX. 160. Wyllie, M. R. J.: The Fundamentals of Electrical Log Interpretation, Academic Press, Inc., New York, 1954.
IX. 161. Wyllie, M. R. J., and A. R. Gregory: Formation Factors of Unconsolidated Porous Media: Influence of Particle Shape and Effect of Cementation, Trans. AIME, 198: 103 (1953).
IX. 162. Wyllie, M. R. J., and D. Rose: Some Theoretical Considerations Related to the Quantitative Evaluation of the Physical Characteristics of Reservoir Rock from Electrical Log Data, Trans. AIME, 189: 105 (1950).
IX. 163. Wyllie, M. R. J., and P. F. Southwick: An Experimental Investigation of the S. P. and Resistivity Phenomena in Dirty Sands, Trans. AIME, 201; 43 (1954).
X. 1. Aronofsky, J. S., and R. Jenkins: Unsteady Flow of Gas through Porous Media: One-dimensional Gase, Proc. Ist U. S. Natl, Congr, Appl. Mech., p. 763. 1952.
X. 2. Aronofsky, J. S., and R, Jenkins: A Simplified Analys is of Unsteady Radial Gas Flow, Trans. AIME, 201; 149 (1954).
X. 3. Aronofsky, J. S.: Effect of Gas Slip on Unsteady Flow of Gas through Porous Media, J. Appl. Phys. 25: 48 (1954).
X. 4. Aronofsky, J. S., and O. D. Ferris: Transient Flow of Non-ideal Gases in Porous Solids: One-dimensional Gase, J. Appl. Phys., 25: 289 (1954).
X. 5. Aronofsky, J. S. S., and J. D. Porter: Unsteady Radial Flow of Gas through Porous Media: Variable Viscosity and Compressibility, J. Appl. Mech., 23: 128 (1956).
X. 6. Bruce, G., D. Peaceman, H. H. Rachford, and J. Rice: Calculations of Unsteady State Gas Flow through Porous Media, Trans. AIME, 198: 79 (1953).
X. 7. Chatas, A. T.: A Practical Treatment of Nonsteady-state Flow Problems in Reservoir Systems, Petrol. Engr., 25 (5): B42; 25 (6): B38; 25 (9): B44 (1953).
X. 8. Churchill, Ruel V.: Modern Operational Mathematics in Engineering, McGraw-Hill Book Company. Inc. New York, 1944.
X. 9. Cornell, D.: How to Determine Gas Well Interference Graphically, World Oil, 135 (6): 187 (1952).
X. 10. Cornell, D.: Analysis of Natural Gas Well Back Pressure Test Data, paper 341—G, AIME meeting, Dallas, Tex., 1953.
X. 11. Cornell, D., and D. L. Katz: Pressure Gradients in Natural Gas Reservoirs, Trans. AIME, 198: 61 (1953).
X. 12. Coprnell, D.: Applying Van Everdingen and Hurst Solutions to Natural Gas Flow Problems, World Oil, 142 (2): 134 (1956).
X. 13. Cornell, D.: Unsteady State Flow in Gas Reservoirs, World Oil, 144 (2): 133 (1957).
X. 14. Douglas, J., Jr., D. W. Peaceman, and H. H. Rachford, Jr.: Calculation of Unsteady — state Gas Flow in a Square Reservoir, Trans. AIME, 204: 190 (1955).
X. 15. Elenbaas, J. R., and D. L. Katz: A Radial Turbulent Flow Formula, Trans. AIME, 174: 25 (1948).
X. 16. Greem, L., Jr., and C. H. Wilts: Non-steady Flow of Gas through a Porous Wall, Proc. Ist U. S. Natl. Congr, Appl. Mech.. p. 777, 1952.
X. 17. Houpeurt, A.: Analogy of Radial Circular Transient Flow of Gases in Porous Media, Rev. inst. franc. petrole et Ann. combustibles liquids, 8 (4): 129; 8 (5): 193; 8 (6): 248 (1953).
X. 18. Janicek, J. D., and D. L. Katz: Applications of Unsteady State Gas Flow Calculations, paper presented at Research Conf, on Flow of Natural Gas from Reservoirs, University of Michigan, Ann Arbor, June, 30 1955.
X. 19. Jenkins, R., and J. S. Aronofsky: Non-steady Radial Flow of Gas through Porous Media, Proc, 5th Oil Recovery Conf. Dec. 11—12, 1952; Texas Eng. Exp, Sta. Bull. 18, p. 125, 1952.
X. 20. Jenkins, R., and J. S. Aronofsky: Unsteady Radial Flow of Gas through Porous Media, J. Appl. Mech. 20: 210 (1953).
X. 21. MacRoberts D. T.: Effects of Transient Conditions in Gas Reservoirs, Trans. AIME, 186: 36 (1949).
X. 21a. Hetherington, C. R., D. T. MacRoberts, and R. L. Huntington: Unsteady Flow of Gas throught Porous Media, Trans. AIME. 146: 166 (1942).
X. 22. Matthews, C. S., F. Brons, and P. Hazebroek: A Method of Determination of Average Pressure in a Bounded Reservoir, Trans. AIME, 201: 182 (1954).
X. 23. Miller, C. C., A. B. Dyes, and C. A. Hutchinson: The Estimation of Permeability and Reservoir Pressures from Bottom Hole Pressure Buildup Charactersitics, Trans. AIME, 201; 91 (1950).
X. 24. Muskat, M., and M. W. Meres: The Flow of Heterogeneous Fluids through Porous Media, Physics, 7: 346 (1936).
X. 25. Pelrce, B. O.: A Short Table of Integrals, Ginn and Company, Boston, 1929.
X. 26. Roberts, R. C.: Unsteady Flow of Gas through a Porous Medium, Proc. Ist. U. S. Natl. Congr. Appl. Mech, p. 773, 1952.
X. 26a. Streeter, V. L,: Fluid Dynamics, 2d ed., McGraw-Hill Book Company, Inc. New York, 1958.
X. 27. Van Everdingen, A. F., and M. Hurst: The Application of the Laplace Transformation to Flow Problems in Reservoirs, Trans. AIME, 186: 305 (1949).
X. 28. Warren. J. E.: The Unsteady State Behavior of Linear Gas Storage Reservoirs, Petrol. Engr., 38 (12); B60 (1956).
X. 29. West, W. J., W. W. Garvin, and J. W. Sheldon: Solution of the Equations of Unsteady-state Two Phase Flow in Oil Reservoirs, Trans. AIME, 201: 217 (1954).
XI. 1. Arps, J. J.: How Well Completion Damage Can Be Determined Graphically, World Oil, 140 (5): 225 (1955).
XI. 2. Bacon, T. S., and E. A. Brown: Corrosion in Distillate Wells, Proc. NGAA, 1943: 9; Oil Gas J., 41 (49): 91 (1943).
XI. 3. Carlson, H. A.: Corrosion in High-pressure Gas Condensate Wells, Ind. Eng. Chem., 41: 644 (1949).
XI. 4. Clark, C. H.: Application of the Van Everdingen and Hurst Calculation Procedure to the Back Pressure Test, paper presented at the Research Conf. on Flow of Gas from Reservoirs, University of Michigan, Ann Arbor, June 30, 1955.
XI. 5, Cornell, D.: How Yon Can Compute Gas Reserves More Accurately, World Oil, 135 (7); 220 (1952).
XI, 6, Cornell, D.: Permeability Determined from Production Data, World Oil, 136 (2): 186 (1953).
XI. 7. Cornell, D.: Calculation of Stabilized Gas Well Performance Curves from Back Pressure Tests, Trans. AIME, 204: 255 (1955).
XI. 8. Grawford, P. B., et al.: Calculation of Static Bottom Hole Pressures of Natural Gas Wells, Texas Eng. Exp. Sta. Bull. 40, 1956.
XI. 9. Davis. R. E., and L. H. Meltzer: A Method of Predicting the Availability of Natural Gas Based on Average Reservoir Performance, Trans. AIME, 198: 249 (1953).
XI. 10. Davis, R. E., and J. M. Wege: Valuation of Gas Reser ves, J. Petrol. Technol., 8 (9): 18 (1956).
XI. 11. Eilerts, C. K., et al.: Ffeld and Laboratory Tests of Sodium Chromates and Alkalies for Controlling Corrosion in Gas-condensate Wells, World Oil, 129 (3): 142; 129 (5): 173; 129 (6): 156; 129 (7): 174; 129 (8): 156; 129 (9): 160 (1949).
XI. 12. Geffen, T. M., D. R. Parrish, G. W. Haynes, and R. A. Morse: Efficiency of Gas Displacement from Porous Media by Liquid Flooding, Trans. AIME, 195: 29 (1952).
XI. 13. Gury, H. J., and J. A. Crichton: Critical Review of Methods Used in Estimation of Natural Gas Aeserves, Trans. AIME, 179: 249 (1949).
XI. 14. Hackerman, N., and H. R. Schmidt: Kinetics of the Corrosion Process in Condensate Gas Wells, Ind. Eng. Chem., 41: 1712 (1949).
XI. 15. Hawkins, M. F., Jr.: A Note on the Skin Effect, J, Petrol. Technol., 8 (12): 65 (1956).

XI. 16. Horner, D. R.: Pressure Build-up in Wells. Proc. World Petrol. Congr., 3d Congr. Hague, sec. II, p. 503, 1951.
XI. 17. Howard, D. S., Jr., and H. H. Rachford Jr.: Comparison of Pressure Distributions during Depletion of Tilted and Horizontal Aquifers, Trans. AIME, 207; 92 (1956).
XI. 18. Hurst, W. Establishment of the Skin Effect and Its Impediment to Fluid Flow into a Well Bore, Petrol. Engr., 25 (11); B6 (1953).
XI. 19. Karplus, W. J.: Water Coning before Break Through: Electronic Analog Treatment, Trans. AIME, 207: 240 (1956).
XI. 20. Katz, D. L.: Exhibits, FPC ducket G = 1302, 1950.
XI. 21. Kautson, C. F.: Definition of Water Table, Bull. AAPG, 38; 2020 (1954); Oil Gas J., 53 (21): 78 (1954).
XI. 22. Meyer, H. I., and D. F. Searcy: Analog Study of Water Coning, J. Petrol. Technol., 8 (4): 61 (1956).
XI. 23. Menaul, P. L., and P. P. Spafford: Preventing Corrosion in Gas Condensate Wells, Trans. AIME, 174: 245 (1948).
XI. 24. Muskat, M., and R. D. Wyckoff: An Approximate Theory of Water Coning in oil Production, Trans. AIME, 114: 144 (1935).
XI. 24a. Nowak, T. J., and G. W. Lester: Analysis of Pressure Fall-off Curves Obtained in Water Injection Wells to Determine Injective Capacity and Formation Damage, Trans. AIME, 198: 96 (1955).
XI. 25. Seacy, D. F., and J. R. Stewart: Residual Gas Saturation in Laboratory Core Samples after Water Flooding, preprint, Univ. Mich. Research Conf. on Flow of Gas from Reservoirs, University of Michigan. Ann Arbor, June 30, 1955.
XI. 26. Shock, D. A., and J. D. Sudbury: Prediction of Corrosion in Oil and Gas Wells, Petrol. Engr., 23 (8); B86 (1951).
XI. 27. Tek, M. R., M. L. Grove, and F. H. Poettmann: Method for Predicting the Back Pressure Behavior of Low Permeability Natural Gas Wells, Trans. AIME, 210: 302 (1957).
XI. 28. Thomas, G. B.: Analysis of Pressure Build-up Data, Trans. AIME, 198: 125 (1953).
XI. 29. Van Everdingen, A. F.: The Skin Effect and Its Influence on the Productive Capacity of a Well, Trans. AIME, 196: 171 (1953).
XI. 30. Vary, J. A., J. R. Elenbaas, and H. J. Withrow: Input Flow Test Method Determination of Well Performance, paper presented at Research Conf. on Flow of Natural Gas from Reservoirs, University of Michigan, Ann Arbor, June 30, 1955.
XI. 31. Wilson, C. L., R. V. Smith, G. E. Hendrickson, and J. D. Stafford: How Good Is That Well Completion? Oil Gas J., 54 (8): 100 (1955).
XI. 32. Yuster, S. T.: Some Theoretical Considerations of Tilted Water Tables, Trans. AIME, 198: 149 (1953).
XI. 33. Yuster, S. T.: The Rehabilitation of Drowned Gas Wells, API Drill. Prod. Practice, 1946: 209.
XII. 1. Akins, D. W. Jr.: Primary High Pressure Water Flooding in the Pettit Lime, Hayneswille Field, Trans. AIME, 192: 239 (1951).
XII. 2. Allen, J. C.: Factors Affecting the Classification of Oil and Gas Wells, API Drill. Prod. Practice, 1962: 118.
XII. 3. Allen, F. H., and R. P. Roe: Performance Characteristics of a Volumetric Condensate Reservoir, Trans. AIME, 189; 83 (1950).
XII. 4. Arps, J. J.: Estimation of Primary Oil Reserves, Trans. AIME, 207: 182 (1956).
XII. 5. Arps, J. J., and T. G. Roberts: The Effect of the Relative Permeability Ratio, the Oil Gravity and the Solution Gas-Oil Ratio on the Primary Recovery from a Depletion Type Reservoir, Trans. AIME, 204: 120 (1955).
XII. 6. Bell, J. S., and J. M. Shepherd: Pressure Behavior in the Woodbine Sand, Trans. AIME. 192; 19 (1951).
XII. 7. Bennett, E. O.: Pressure Maintenance, API Drill. Prod practice. 1938: 113.
XII. 8. Borden, Guy, Jr., and M. J. Rzasa: Correlation of Bottom Hole Samples Data, Trans. AIME, 189: 345 (1950).
XII. 9. Brinkman, F. H., and C. F. Weinaug: Calculated Performance of Dissolved-gas-drive Reservoir by a Phase Behavior Method, AIChE J., 3 (1): 29 (1957).
XII. 10. Brownscombe, E. R., and F. Collins: Estimation of Reserves and Water Drive from Pressure and Production History, Trans. AIME, 186: 92 (1949).
XII. 11. Cardwell, W. T., Jr., and R. L. Parsons: Gravity Drainage Theory, Trans. AIME. 179: 199 (1949).
XII. 12. Cheek, R. E., and D. E. Menzie: Fluid Mapper Model Studies of Mobility Ratio, Trans. AIME, 204: 278 (1955).
XII, 13. Coleman, S., H. D. Wilde, Jr., and T. W. Moore: Quantitative Effect of Gas-Oil Ration on Decline of Average Rock Pressure, Trans. AIME, 86; 174 (1930).
XII. 14. API Committee on Well Spacing and Allocation of Oil Production: Standarts of Allocation of Oil Production within Pools and among Pools. Lord Baltimore Press, Baltimore, Md., 1942.
XII. 15. Committee on Reservoir Development and Operation of Standard Oil Co. (N. J.) and Humble Oil and Refining Company: Joint Progress Report on Reservoir Efficiency and Well Spacing, Standard Oil Development Company, 1943.
XII. 16. Cook, A. B., E. J. Dewees, and H. M. Harris: Analysis of West Edmond Subsurface Samples, Petrol. Engr., 16 (8): 85 (1945).
XII. 17. Cook, A. B., G. B. Spencer, and F. P, Babrowski; Special Considerations in Predicting Reservoir Performance of Highly Volatile Type Oil Reservoirs, Trans. AIME, 192; 37 (1951).
XII. 18. Craig, F. F., Jr T. M. Geffen, and R. A. Morse: Oil Recovery Performance of Pattern Gas or Water injection Operations from Model Tests, Trans. AIME, 204: 7 (1955).
XII. 19. Craze, R. C., and S. E. Buckley: A Factual Analysis of the Effect of Well Spacing on Oil Recovery, API Drill. Prod. Practice, 1945: 144.
XII. 20. Craze, R. C.: Performance of Limestone Reservoirs. Trans. AIME, 189: 287 (1950).
XII. 21. Crego, W. O., and J. M. Henagan: Report on Mamou Field Pressure Maintenance Project. Trans. AIME, 192: 263 (1951)
XII. 22. Criss, C. R., and R. L. McCormik: History and Performance of the Coldwater Oil Field, Michigan, Trans. AIME. 201: 22 (1954).
XII. 23. Curtis, R. C., and T. W. Brinkley: Calculation of Natural Condensate Recovery, API Drill, Prod. Practice, 1949: 166.
XII. 24. Davis, W. B.: A Study of the Dornick Hills Springer Sand Reservoir, Velma Pool, Oklahoma, Trans. AIME, 192; 29 (1951).
XII. 25. Dykstra, H., and R. L. Parsons: The Prediction of Oil Recovery by Water Flood, in Secondary Recovery of Oil in the United States, p. 160, American Petroleum Institute, New York, 1950.
XII. 26. Eilerts, K., and R. V. Smith: Specific Volumes and Phase-boundary Properties of Separator Gas and Liquid Hydrocarbon Mixtures, U. S. Bur. Mines, Rept. Invest. 3642, 1942.
XII. 27. Elkins, L. E.: The Importance of Injected Gas as a Driving Medium in Limestone Reservoirs as Indicated by Recent Gas Injection Experiments and Reservoir Performance History, API Drill. Prod. Practice, 1946: 160.
XII. 28. Exline, P. G., and H. J. EuDean: Viscosity Determination of Subsurface Samples of Grude Oil, API Drill. Prod. Practice, 1939: 659.
XII. 29. Geertsma, J., G. A. Croes, and N. Schwarz: Theory of Dimensionally Selected Models of Petroleum Reservoirs, Trans. AIME. 207: 118 (1956).
XII. 30. Hall, A. E.: A Study of the West Cement Medrano Unit, AIME Petrol, Div. preprint 379—G, 1954.
XII. 31. Hawkins, M. F.: Material Balances in Expansion Type Reservoirs above Bubble Point, Trans. AIME, 204: 267 (1955).
XII. 32. Henderson, J. H., N. B. Gove, H. J. Ledbetter, and J. D. Griffith; A Laboratory Investigation of Oil Displacement from Porous Media by a Liquefied Petroleum Gas, Trans. AIME, 198: 33 (1953).
XII. 33. Hobson, G. D., and I. Mrosovsky: Material Balance above the Bubble Point, J. Petrol. Technol., 8 (11): 57 (1956).
XII. 34. Holmgren, C. R., and R. A. Morse: Effect of Free Gas Saturation in Oil Recovery by Water Flooding, Trans AIME, 192; 135 (1951).
XII. 35. Hurst, W., and G. M. McCarty: The Application of Electrical Models to the Study of Recycling Operations in Gas Distillate Fields, API Drill. Prod. Practice, 1941: 228.
XII. 36. Hurst, W., and A. F. Van Everdingen: Performance of Distillate Reservoirs in Gas Cycling, Trans. AIME, 165: 36 (1946).
XII. 37. Justice, W. H.: Review of Cycling Operations in the La Gloria Field, Trans. AIME. 189; 281 (1950).
XII.38. Justus, J. B., et al.: Pressure Maintenance by Gas Injection in the Brookhaven Field, Mississippi, Trans. AIME 201: 97 (1954).
XII. 39. Katz, D. L.: A. Method of Estimating Oil and Gas Reserves, Trans. AIME, 118: 18 (1936).
XII. 40. Katz, D. L, and C. C. Singleterry: Significance of Critical Phenomena in Oil and Gas Production, Trans. AIME, 132: 103 (1939).
XII. 41. Katz, D. L. (chairman): Progress Report of Subcommittee on Fundamentals of Sampling, Transporting and Analyzing Subsurface Samples of Crude Oil, API Prod, Bull. 225, p. 135 (1940).
XII. 42. Katz, D. L.: Prediction of the Shrinkage of Crude Oils, API Drill. Prod. Practice, 1942: 137,
XII. 43. Katz, D. L.: Phase Relationships in Oil and Gas Reservoirs, Texas Eng. Exp. Sta. Bull. 114, 1949.
XII. 44. Kaveler, H. H.: Engineering Features of the Shuler Field and Unit Operation, Trans. AIME, 155: 58 (1944).
XII. 45. Lee, B. D.: Potentiometric-model Studies of Fluid Flow in Petroleum Reservoirs, Trans. AIME, 174: 41 (1948).
XII. 46. Lewis, J. O,: Gravity Drainage in Oil Fields, Trans. AIME, 155: 133 (1944).
XII. 47. Lindsly, B. E.: A Study of Bottom-hole Samples of East Texas Crude Oil, U. S. Bur. Mines, Rept. Invest. 3212, 1933.
XII. 48. Lindsly, B. E.: Solubility and Liberation of Gas from Natural Oil-Gas Solutions, U. S. Bur. Mines, Tech. Paper. 554, 1933.
XII. 49. Logan, L. J., and A Gibbon: Water Injection to Give East Texas High Oil Recovery, World Oil, 144, (2): 46 (1957).
XII. 50. Marshall, D. L., and L. R. Oliver: Some Uses and Limitations of Model Studies in Cycling, Trans. AIME, 174 67; (1948).
XII. 51. Matthews, C. S., and H. G. Lefkovits: Gravity Drainage Performance of Depletion Type Reservoirs in the Stripper Stage, Trans, AIME, 207; 265 (1956).

XII. 52. McWilliams, L. L.: Unitization and Gas Injection in South Burbank, API Drill. Prod. Practice, 1946: 175.
XII. 53. Miller, M. G., and M. R. Lents: Performance of Bodcaw Reservoir, Cotton Valley Field Cycling Project, API Drill. Prod. Practice, 1946: 128.
XII. 54. Moore, A. D.: Fields from Fluid Flow Mappers, J. Appl. Phys. 20 (8): 790 (1949).
XII. 55. Moore, W. D., and L. G. Truby: The Pressure Performance of Five Fields Completed in a Common Aquifer, Trans. AIME, 195: 297 (1952).
XII. 56. Morris, W. S.: Results of Water Injection in Woodbine Reservoir of the East Texas Field, API Prod. Bull. 233, pp. 27. 36, 1947.
XII. 57. Mueller, T. D., J. E. Warren, and W. J. West: Analysis of Reservoir Performance Kg Ko Curves and a Laboratory Kg Ko Curve Measured on a Core Sample, Trans. AIME, 204:128 (1955).
XII. 58. Muskat, M., and R. D. Wyckoff: A Theoretical Analysis of Water Flooding Networks, Trans. AIME, 107: 62 (1934).
XII. 59. Muskat, M. and M. O.Taylor: Effect of Reservoir Fluid in Rock Characteristics on Production Histories of Gas Drive Reservoirs, Trans. AIME, 165: 78 (1946).
XII. 60. Muskat, M.: Effect of Permeability Stratification in Cycling Operations, Trans. AIME, 179: 313 (1949).
XII. 61. Muskat, M.: Calculation of Initial Fluid Distribution in Oil Reservoirs, Trans. AIME, 179 :119 (1949).
XII. 62. Noble, F. G.: Operating Features of Katy Gas Cycling Plant, API Drill. Prod. Practice, 1943: 43.
XII. 64. Old, R. E., Jr.: Analysis of Reservoir Performance, Trans. AIME. 151: 86 (1943).
XII. 65. Olds, R. H., B. H. Sage, and W. N. Lacey: Volumetric and Viscosity Studies of Gas and Oil from Santa Maria Valley Field, Petrol. Technol., March, 1943.
XII. 66. Olds, R. H., B. H. Sage, and W. N. Lacey: The Volumetric and Phase Behavior of Oil and Gas from Paloma Field. Trans. AIME, 160: 77 (1945).
XII. 67. Olds, R. H., B. H. Sage, and W. N. Lacey: Volumetric and Viscosity Studies of Oil and Gas from a San Joaquin Valley Field, Trans. AIME. 179: 287 (1949).
XII. 68. Organic, E. I, and B. H. Golding: Prediction of Saturation Pressures for Condensate-gas and Volatile-oil Mixtures, Trans. AIME, 195: 135 (1952).
XII. 69. Organic, E. I.: Application of Phase Equilibrium Data in the Study of a Rich Condensate-gas Reservoir, preprint, Research Conf. Phase Behavior of Hydrocarbons, University of Michigan, Ann Arbor, 1953.
XII. 70. Owens, W. W., D. R. Parrish, and W. E. Lamoreaux. An Evaluation of a Gas Drive Method for Determining Relative Permeability Relationships, Trans. AIME, 207: 275 1956).
XII. 71. Patton, E. C., Jr.: Evaluation of Pressure Maintenance by Internal Gas Injection in Volumetrically Controlled Reservoirs, Trans. AIME, 170: 112 (1947).
XII. 72. Patten, F. V. L., and D. C. Ivey: Phase Equilibria in High Pressure Condensate Wells, Oil Weekly, 92 (1): 20 (1938).
XII. 73. Pirson, S. J.: Equivalence of Material Balance Equations for Calculating Original Residual Oil, Oil Weekly, 113 (5): 28 (1944).
XII. 74. Post, E. S.: Distillate Production Brings Gasoline Recycling Plants to South Texas, Oil Weekly, 92 (19): 38 (1939).
XII. 75. Reamer, H. H., and B. H. Sage: Volumetric Behavior of Oil and Gas from a Louisiana Field, Trans. AIME, 189: 261 (1950).
XII. 76. Sage, B. H., and H. H. Reamer: Volumetric Behavior of Condensate and Gas from a Louisiana Field, 11, Trans. AIME, 195: 11 (1952).
XII. 77. Sage, B. H., and W. N. Lacey: Formation Volumes and Energy Characteristics of Gas-cap Material from Kettleman Hills Field, API Drill. Prod. Practice, 1936: 158.
XII. 78. Sage, B. H., and R. H. Olds: Volumetric Behavior of Oil and Gas from Several San Joaquin Valley Fields, Trans. AIME, 170: 156 (1947).
XII. 79. Schilthuis, R. J.: Active Oil and Reservoir Energy, Trans. AIME, 118: 33 (1936).
XII. 80. Sloan, J. P.: Phase Behavior of Natural Gas and Condensate Systems, Petrol. Engr, 22 (2): B54 (1950).
XII. 81. Slobad, R. L., and H. A. Koch, Jr.: High Pressure Gas Injection Mechanism of Recovery Increase, API Drill. Prod. Practice, 1953: 82.
XII 82. Smith, M. R., and J. H. Henderson: Performance of a Solution Gas Drive Reservoir, Rosenwald Pool, Oklahoma, J. Petrol. Technol., 9 (1): 25 (1957).
XII. 83. Stahl, R. F., W. A. Martin, and R. L. Hungtington: Gravitational Drainge of Liquids from Unconsolidated Wilcox Sand, Trans. AIME, 151: 138 (1943).
XII. 84. Standing M. B.: Pressure — Volume — Temperature Correlation for Mixtures of California Oils and Gases, API Drill. Prod. Practice, 1947: 275.
XII. 85. Standing, M. B., E. N. Lindblad, and R. L. Parsons: Calculated Recoveries by Cycling from a Retrograde Reservoir of Variable Permeability, Trans. AIME, 174: 165 (1948).
XII. 86. Stewart, F. M., F. H. Callaway, and R. E. Gladfelter: Compartson of Methods for Analyzing a Water Drive Fluid, Torchlight Tensleep Reservoir, Wyoming, Trans. AIME, 201: 197 (1954).
XII. 87. Stewart, F. M., D. L. Gartwaite. and F. K. Krebill: Pressure Maintenance by Inert Gas Injection in High Relief Eik Basin Field, Trans. AIME, 204: 49 (1955).
XII. 88. Sue, J. O., and J. Miller: Known Condensate Fields in the United States, API Drill. Prod. Practice, 1945: 117.
XII. 89. Swearingen, J. S.: Predicting Wet Gas Recovery in Recycling Operations. Oil Weekly, 96 (3): 30 (1939).
XII. 90. Tarner, J., W. R. Evans, and H. H. Kaveler: The Shuler Jones Sand Pool: Nine Years of Unitized Pressure Maintenance Operations, Trans. AIME, 192: 121 (1951).
XII. 91. Terwilliger, P. L., et al.: An Experimental and Theoretical Investigation of Gravity Drainage Performance, Trans. AIME, 192; 285 (1951).
XII. 92. Tracy, G. W.: Simplified Form of Material Balance Equation, Trans. AIME, 204; 243 (1955).
XII. 93. Vance, Harold: Petroleum subsurface Engineering, Educational Publishers, Inc., St. Louis, 1950.
XII. 94. Weinaug, C. F., and G. C. Cordell: Revaporization of Butane and Pentane from Sand, Trans. AIME, 179; 303 (1949).
XII. 95. Welch, J. R., R. E. Simpson, J. W. Smith, and C. S. Yost: A Study of Oil and Gas Conservation in the Pickton Field, Trans. AIME, 186: 55 (1949).
XII. 96. Welge, H. J.: A Simplified Method for Computing Oil Recovery by Gas or Water Drive, Trans. AIME, 195: 91 (1952)
XII. 97. Whorton, L. P., and W. F. Kieschnick: A Preliminary Report on Oil Recovery by High Pressure Gas Injection, API Drill. Prod. Practice, 1950: 247.
XII. 98. Wooddy, L. D., Jr., and R. Moscrip, III. Performance Calculations for Combination Drive Reservoirs, Trans. AIME, 207; 128 (1956).
XII. 99. Woods, R. W., and M. Muskat: An Analysis of Material Balance Calculations. Trans. AIME, 160; 124 (1945)
XII. 100. Woods, R. W. Case History of Reservoir Performance of a Highly Volatile Type Oil Reservoir, Trans. AIME, 204; 156 (1955).
XII. 101. Wyckoff, R. D., H. G. Botset, and M. Muskat: The Mechanics of Porous Flow Applied to Water Flooding Problems, Trans. AIME, 103; 219 (1933).
XIII. 1. Badger, W. L., and W. L. McCabe: Elements of Chemical Engineering, 2d ed., McGraw-Hill Book Company, Inc. New York, 1936.
XIII. 2. Badger, W. L., and J. T. Banchero: Introduction to Chemical Engineering, McGraw-Hill Book Company, Inc. New York, 1955.
XIII. 3. Barry, A. F., and A. S. Parks: Low Temperature Separation Increases Recovery of Condensate from Natural Gas, World Oil, 130 (7): 203 (1950).
XIII. 4. Brown, G. G., and M. Souders, Jr.: Separation of Petroleum Hydrocarbons by Distillation, in Science of Petroleum, vol. 2, p. 1544. Oxford University Press. New York. 1938.
XIII. 5. Campbell, J. M., and L. L. Laurence. Dehydration of Natural Gas and Light Hydrocarbon Liquids, part IV, Petrol. Refiner, 32 (1): 138 (1953).
XIII. 6. Campbell, J. M.: Design and Choice of Equipment for Gas Dehydration, Chem. Eng. Frogr., 48: 440 (1952).
XIII. 7. Campbell, J. M.: Some Economic Factors Affecting the Refrigeration of Gas Streams for Greater Condensate Recovery, API Drill. Prod. Practice, 1955: 287.
XIII. 8. Chambers, H. H., and R. G. Watt: Some Factors Affecting the Design of Centrifugal Gas Absorbers, Trans Inst. Chem. Eng. (London), 32: 596 (1954).
XIII. 9. Coulson, J. M., and J. F. Richardson: Chemical Engineering, McGraw-Hill Book Company. Inc., New York, vol. 1, 1954, and vol. 2, 1956.
XIII. 10. Crawford, F. G., J. C. Hannah, and A. M. Whistler: Rich Oil De-ethanization Used as Process Scheme at Chico, Petrol. Refiner, 29 (4): 117 (1950).
XIII. 11. Donnell, J. W., and R. W. Draper: Absorption Calculations by Punch Card Calculators, Ind. Eng. Chem., 43: 2449 (1951).
XIII. 12. Edmister, W. C.: Hydrocarbon Absorption and Fractionation Process Design Methods, part V, Petrol. Engr., 18 (13): 130. (1947); part IX. 19 (4): 68 (1948).
XIII. 13. Ferro, B. J., H. R. Legatski, and K, H. Hachmuth: (1) Absorption and Stripping Factor Method Applied to Absorbers, Stills and Similar Equipment; (2) Development of Theory and Charts for Absorption and Stripping; (3) Factor Methods, Fractionator Calculations by the Absorption and Stripping Factor Method, Proc. NGAA, 1952: 48.
XIII. 14. Francis, A. W.: Low Temperature Separation as Applied to Gas Condensate Production, API Drill. Prod. Practice, 1951: 103.
XIII. 15. Gravis, C. K., T. O. Davis, and R. E. Fields: Practical Application of Low-temperature Separation and Stabilization, API Drill. Prod. Practice, 1955; 266.
XIII. 16. Harbert. W. D.: Report om High Pressure Absorber. prepared for course Ch. E. 255, University of Michigan, Ann Arbor. 1942.
XIII. 17. Horton, G., and W. B. Franklin: Calculation of Absorber Performance and Design. Ind. Eng. Chem., 32: 1384 (1940).
XIII. 18. Hungtington, R. L., Stage Separation, Oil Weekly, July 29, 1935.

XIII . 19. Hungtington, R. L.: Natural Gas and Natural Gasoline, McGraw — Hill Book Company, Inc, New York, 1950.
XIII. 20. Hutchinson, A. J. L.: A System of Process Calculations for Light Hydrocarbons. part IV. Petrol. Refiner, 30 (1); 145 (1951).
XIII. 21. Hutchinson, F. W.: Industrial Heat Transfer, The Industrial Press, New York, 1952.
XIII. 22. Jakob, Max: Heat Transfer, John Wiley & Sons, Inc., New York, 1949.
XIII. 23. Katz, D. L., and M. J. Rzasa: Report on Absorption Column Calculations for the LaGloria Corporation Plant-prepared for Hudson Engineering Corporation, Houston, Tex., 1943.
XIII. 24. Kern, P. Q.: Process Heat Trasfer, McGraw — Hill Book Company. Inc., New York. 1950.
XIII 25. Kirschbaum, Emil: Distillation and Rectification, M. Wulfinghoff, translator, Chemical Publishing Company, Inc., New York, 1948.
XIII, 26, Kremser, A.: Theoretical Analysis of Absorption Process, Natl. Petrol. News, May 21, 1930. p. 43.
XIII. 27. Laurence, L, L., and C. W. Hayes: Low Temperature Separation Applied to Lease Production et Stable Condensate and Natural Gasoline, API Drill. Prod. Practice, 1952; 318.
XIII. 28. Lewis, G. N., and M. Randall: Thermodynamics and the Free Energy of Chemical Sulstances, McGraw — Hill Book Company, Inc., New York, 1923.
XIII. 29. Martinez, J. M.: Vaporization and Solution Losses of Glycos, M. Ch. E. thesis, University of Oklahoma, Norman, 1950.
XIII. 30. Matheny, W. F., et al.: Oil Gas J., 33 (50): 52 (1935).
XIII. 31. McAdams, W. H.: Heat Transmission, 3d ed., McGraw — Hill Book Company, Inc. New York, 1954.
XIII. 32. McMurry, E. R.: Vaporization Solution Losses of Glycols, M. Ch. E. thesis, University of Oklahoma, Norman, 1950.
XIII. 33. O'Connell, H. E.: Plate Efficiency of Fractioneting Columns and Absorbers, Trans. AIChE, 42; 741 (1946).
XIII. 34. Portman, W. E., and J. M. Camp & ll: Effect of Pressure, Temperature, Wellstream Composition on the Quality of Stabilized Separator Fluid, J. Petrol. Technol., 8 (5); 59 (1956).
XIII. 35. Robinson, C. S., and E. R. Gilliland: Elements of Fractional Distillation, 4th ed., McGraw — Hill Book Company, Inc., New York, 1950.
XIII. 36. Scheibel, E. G., and F. J. Jenny: Nomographs for Enthalpies of Pure Hydrocarbons and Their Mixtures, Petrol. Refiner, 26, (3): 94 (1947).
XIII. 37. Sherwood, T. K., and R. L. Pigford: Absorption and Extraction, 2d ed., McGraw — Hill Book Company, Inc., New York, 1952.
XIII. 38. Sonders, M., and G, G. Brown: Fundamental Design of Absorbing and Stripping Columns for Complex Vapors, Ind. Eng. Chem., 24: 519 (1932).
XIII. 39. Walker, W. H., W. K. Lewis, W. H. McAdams, and E. R. Gilliland: Principles of Chemical Engineering, 3d ed., McGraw — Hill Book Company, Inc., New York, 1937.
XIII. 40. Wiggins, J. L.: Low Temperature Separation, Petrol. Engr., 29 (2): B65 (1957).
XIV. 1. Atkins, G. T., and G. Wilson: Oil Gas J., 53 (6), 116 (1954).
XIV. 2. Badger, W. L., and J. T. Banchero: Introduction to Chemical Engineering, McGraw — Hill Book Company, Inc., New York, 1955.
XIV. 3. Benedict, M.: Multistage Separation Processes, Trans. AIChe, 43; 41 (1947).
XIV. 4. Bolles, W. L.; Optimum Bubble-cap Tray Design, Petrol Processing, 11 (2): 64; 11 (3): 82; 11 (4): 72, 11 (5): 109 (1956).
XIV. 5. Bonner, J. S.: Solution of Multicomponent Distillation Problems on a Stored-program Computer, paper presented at 21st midyear meeting, API Div. Refining, May 15, 1956.
XIV. 6. Brown, G, G., and D. E. Holcomb: Vapor — Liquid Phase Equilibria in Hydrocarbon Systems, Petrol. Engr., vol. 11, nos. 10—13, 1940.
XIV. 7. Brown, G. G., et al: Unit Operations, John Wiley & Sons, Inc., New York, 1950.
XIV. 8. Brown, G. G., and H. Z. Martin: An Empirical Relationship between Reflux Ratio and the Number of Equilibrium Plates in Fractionating Columns, Trans. AIChE, 35; 679 (1939).
XIV. 9. Carey, J. S., J. Griswold, W. K. Lewis, and W. H. McAdams: Plate Efficiencies in Rectification of Binary Mixtures, Trans AIChE, 30: 504—519 (1933—1934).
XIV. 10. Colburn, A. P.: The Calcualtion of Minimum Reflux Ratio on Distillation of Multicomponent Mixtures, Trans. AIChE. 37: 805 (1941).
XIV. 11. Coulson, J. M., and J. F. Richardson: Chemical Engineering, vol. 2, McGraw — Hill Book Company, Inc., New York, 1956.
XIV. 12. Dauphine, T. C.: Pressure Drops through Bubble-cap Plates, Sc. D. thesis, Massachusetts Institute of Technology, Cambridge, 1939.
XIV. 13. Davies, J. A.: Bubble-tray Hydraulics, Ind. Eng, Chem., 39; 774 (1947).
XIV. 14. Davies, J. A.: Bubble Trays: Design and Layout, Petrol. Refiner, 29 (8): 93: 29 (9); 121 (1950).
XIV. 15. Drickamer, H. G., and J. R. Bradford: Overall Plate Efficiency of Commercial Hydrocarbon Fractionating Columns as a Function of Viscosity, Trans. AIChE, 39: 319 (1943).
XIV. 16. Edmister, W. C.: Hydrocarbon Absorption and Fractionation Process Design, series of articles, Petrol. Engr., May, 1947 — March, 1949.
XIV. 17. Fenske, M. R.: Fractionation of Straight-run Pennsylvania Gasoline, Ind. Eng. Chem., 24: 482 (1932).
XIV. 18. Ferro, B. J., H. R. Legatski, and K. H. Hachmuth: Fractionator Calculations by the Absorption and Stripping Factor Method, Proc.. NGAA, 1952: 48.
XIV. 19, Gautreaux, M. F., and H. E. O'Connell: Effect of Length of Liquid Path on Plate Efficiency, Chem. Eng. Progr. 51; 232 (1955).
XIV. 20. Gerster, J. A., A. P. Colburn, W. W. Bonnet, and T. W. Carmody: Plate Efficiencies Related to Separate Vapor and Liquid Resistances, Chem. Eng. Progr., 45; 716 (1949).
XIV. 21. Gulliland, E. R.: Multicomponent Rectification, Estimation of the Number of Theoretical Plates as a Function of the Reflux Ratio, Ind. Eng. Chem., 32: 1220 (1940).
XIV. 22. Hegstenbeck, R. J.: A. Simplified Method for Solving Multicomponent Distillation Problems, Trans. AIChE, 42: 309 (1946).
XIV. 23. Hegstenbeck, R. J., and D. W. Schubert: A Rigorous Graphical Method in Calculating Multicomponent Distillations, paper presented at annual AIChE meeting, Boston, December, 1956.
XIV. 24. Hunt, C., D. N. Hanson, and C, R. Wilke: Capacity Factor in the Perfomance of Perforated-plate Columns, AIChE J., 1: 441 (1955).
XIV. 25. Jenny, F. J., and M. J. Cicalese: Two Component Equilibrium Curves for Multicomponent Fractionation, Ind. Eng. Chem., 37: 956 (1945).
XIV. 25a. Jones, J. B., and C. Pyle: Relative Performance of Sieve and Bubble-cap Plates, Chem. Eng. Progr., 51: 424 (1955).
XIV. 26. Kemp, H. S., and C. Pyle: Hydraulic Gradient across Various Bubble-cap Plates, Chem. Eng. Progr., 45: 435 (1949).
XIV. 27. Kirkbride, C. G.: Process Design Procedure for Multicomponent Fractonators, Petrol. Refiner, 23: 321 (1944).
XIV. 28. Kirschbaum, Emill: Distillation and Rectification M. Wulfingoff, translator, Chemical Publishing Company, Inc., New York, 1948.
XIV. 29. Klein, J. H.: Liquid Level Gradients on Bubbl-cap Trays, thesis, Massachusetts Institute of Technology, Cambridge, 1950.
XIV. 30. Kobayashi, R.: Class notes, Ch. E. 551, The Rice Institute, Houston, Tex.
XIV. 31. Lewis, W. K.: Plate Efficiency of Bubble Cap Columns, Ind. Eng. Chem., 28: 399 (1936).
XIV. 32. Lewis, W. K., and G. L. Mathson: Studies in Distillation: Design of Rectifying Columns for Natural and Refinery Gasoline, Ind. Eng. Chem., 24; 494 (1932).
XIV. 33. McGabe, W. L., and E. W. Thiele: Graphical Design of Fractionating Column, Ind. Eng. Chem., 17: 112 (1932).
XIV. 34. McIntire, R. L.: Fractionator Design with Automatic Computing Equipment, Product Mesh Method, paper presented at AIChE meeting, Boston, December, 1956.
XIV. 35. Martin, J. J.: Class notes, C. M. 202, University of Michigan, Ann Arbor.
XIV. 36. Marshall, W. R., and R. L. Pigford: The Application of Differential Equations to Chemical Engineering Problems, University of Delaware Press, Dover, 1947.
XIV. 37. Murdoch. F. G.: Multicomponent Distillation, Chem. Eng. Progr., 44: 855 (1948).
XIV. 37a. Nutter, I. E., and C. D. Van Vliet: Panoma Plant Achieves Low Maintenance and Operation Costs, Petrol. Refiner, 30 (4): 71 (1951).
XIV. 38. O'Connell, H. E.: Plate Efficiency of Fractionating Columns and Absorbers, Trans. AIChE, 42; 741 (1946).
XIV. 39. Perry, John H. (ed): Chemical Engineers Handbook, 3d ed., m McGraw — Hill Book Company, Inc., New York, 1950.
XIV. 40. Ponchon, M.: Etude graphique de la distillation fractionée industrielle, Tech. moderne, 13 (20): 55 (1921).
XIV. 41. Robinzon, C. S., and E. R. Gilliland: Elements of Fractional Distillation. 4 th. ed., McGraw — Hill Book Company, Inc., New York, 1950.
XIV. 42. Rogers, M. C., and E. W. Thiele: Pressure Drop in Bubble Cap Columns, Ind. Eng. Chem., 26: 524 (1934).
XIV. 43. Ruhemann, M.: The Separation of Gases, Oxford University Press, New York, 1940.
XIV. 44. Savarit, P.: Éléments de distillation, Arts et mètiers, 75; 65 (1922).
XIV. 45. Simkin, D. J., C. P. Strand, and R, B. Oiney: Entrainment from Bubble Cap Trays, Chem. Eng. Progr., 50: 565 (1954).
XIV. 46. Shelton, R. O., R. L. McIntire, and K. H. Hachmuth: Fractionator Calculation by the Absorption and Stripping Factor Method, Proc. NGAA, 1952; 38.
XIV. 47. Shelton, R. O., and R L. McIntire: Fractionator Design with Automatic Computing Equipment, Feed Mesh Method, paper presented at AIChE meeting, Boston, December, 1956.

XIV, 48, Smoker, E. H.: Analytical Determination of Plates in Fractionating Columns, Trans. AIChE, 34: 165 (1938).
XIV, 49. Souders, M., and G. G. Brown: Design of Fractionating Columns, Ind, Eng. Chem., 26: 98 (1934).
XIV, 50. Thiele, E. W., and R. L. Geldes: Computation of Distillation Apparatus for Hydrocarbon Mixtures, Ind. Eng. Chem., 25: 289 (1933).
XIV. 51, Tiller, F. M., and R. S. Tour: Stagewise Operations: Applications of the Calculus of Finite Differences to Chem. Engineering, Trans, AIChE, 40: 317 (1944).
XIV. 52. Underwood, A. J, V.: The Theory and Practice of Testing Stills, Trans AIChE, 10: 112 (1932).
XIV. 53. Underwood, A. J. V.: Fractional Distillation of Ternary Mixtures, J. Inst. Petrol, 31: 11 (1945).
XIV, 54. Underwood, A, J. V.: Fractional Distillation of Ternary Mixtures, J. Inst. Petrol., 32: 598 (1946).
XIV. 55. Underwood, A, J. V.: Fractional Distillation of Multicomponent Mixtures, Chem. Eng. Progr., 44: 603 (1948).
XIV, 56. White, R. R.: Calculation of Plate Columns for Binary Distillation by the Ponchon Method, Petrol. Refiner, 24 (8): 299 (1945).
XIV. 57, White, R. R,: Economic Calculation of Plate Columns for Two-component Distillation, Petrol. Processing, 1: 230 (1946).
XIV. 58, White, R. R.: Distillation of Ternary Mixtures, Petrol Processing, 8: 357, 539, 704, 892, 1026, 1174, 1336, 1533, 1705 (1953).
XIV. 59, White, R. R,, and W. T. Boyd; Special Problems in Binary Distillation, Petrol. Processing, 2: 73 (1947).
XV. 1. Anderson, C. C.: The Covernment's Helium Projects in Texas, Petrol, Engr,, 3 (3): 102 (1932),
XV. 2, Anon: Natural Gas to Be Liquid and Transported by River Barge, Power Eng., 58: 92 (1954).
XV. 3, Aroyan, H, J., and D. L, Katz: Low Temperature Vapor — Liquid Equilibria H_2-n-butane System, Ind. Eng, Chem., 43: 185 (1951).
XV. 4. Aston, J, G,, W. E, Lobo, and B. Williams: Liquid Air Fractionation, Ind. Eng. Chem., 39; 718 (1947).
XV. 5. Benham, A. L., D. L. Katz, and R. B. Williams: Phase Behavior of Hydrogen Light Hydrocarbon Systems, AIChE J., 3: 236 (1957).
XV. 6. Benham, A. L., and D, L. Katz; Vapor Liquid Equilibria for Hydrogen Light Hydrocarbon Systems at Low Temperature, AIChE J., 3: 33 (1957).
XV. 7, Bloomer, O. T., and K. N, Rao: Thermodynamic properties of Nitrogen, Inst. Gas Technol. Research Bull, 18, 1952.
XV. 8, Bloomer, O. T. B., E. Eakin, R. T. Ellington, and D. C. Gami: Thermodynamic Properties of Methane-Nitrogen Mixtures, Inst. Gas Technol. Research Bull. 21, 1953.
XV. 8a. Burns, J, and L. J. Clark: Liquid Methane, Gas World, June 2, 1956, p, 1278; Inst. Gas Engrs. Publ. 484, 1956.
XV. 9, Clark, J, A., and R. W, Miller: Liquefaction Storage and Regasification of Natural Gas, Oil Gas J., 39 (23): 48 (1940).
XV. 10, Clark, J. A.: Results of Initial Operations of Gas Liquefaction Plant, Oil Gas J., 39, (52): 57 (1941).
XV 11, Collins, S. C.: Reversing Exchangers, Chem. Eng., 53 (12): 106 (1946).
XV. 12. Condit, P. A., and W. T. Burgess: First Commercial Liquefaction Plant in Full Scale Operation, Oil Gas J., Mar, 20, 1941, p. 41.
XV. 13. Crecca, J. D.: Venezuelan Natural Gas for U. S, Oil Gas J., 54 (81): 255 (1956).
XV. 14. Davis, P. C,, A. F. Bertuzzi, T. L. Gore, and F. Kurata: The Phase and Volumetric Behavior of Natural Gases at Low Temperature and High Pressures, Trans. AIME, 201: 245 (1954).
XV. 15. Donnelly, H. G., and D. L. Katz: Phase Behavior in the Carbon Dioxide-Methane System, Ind. Eng. Chem., 46: 511 (1954).
XV. 16. Elliott, M. A., et al.: Report on the Investigation of the Fire at the Liquefaction, Storage and Regasification Plant of the East Ohio Gas Co., Cleveland, Ohio, Oct. 20, 1944, U. S. Bur. Mines, Rept. Invest. 3867, 1946.
XV. 17. Foskett, N. L., and R. C. Foster: Hydrocarbons from Pipeline Gas, Petrol Refiner, 32 (9): 116 (1953).
XV. 18. Core, T. L., P. G. Davis, and F. Kurata: Phase and Volumetric Behavior of Natural Gases at Low Temperatures, Trans. AIME, 195: 279 (1952).
XV. 19. Janis, Katherine: Bibliography of the Low Temperature Characteristics of Steels, 1904—1953, International Nickel Company, New York, 1953.
XV. 20. Katz, D. L., R. H. Schatz, and B. Williams: Thermodynamic Data Required for Deep Extraction, Proc. NGAA, 1953: 29; Petrol Refiner, 32 (8): 101 (1953).
XV. 21. Kling, J. J., and R. V. Mertz: Tennessee Gas Begins Operation of Refrigerated Extraction Plant, Petrol. Refiner, 31 (3): 118 (1952).
XV. 21a. Kohn, J., and F. Kurata: Phase Behavior of Methane-Hydrogen Sulfide System, AIChE J., 4 (2): 211 (1958).
XV. 21b. Laverty, F. W., and W. C. Edmister: Liquefaction and Regasification of Lighter Hydrocarbons, Oil Gas J., Sept. 4. 1941, p. 35.
XV. 21c. Lederman, P. B., and B. Williams: The Economics of Liquefaction, Storage and Transportation of Natural Gas, Proc. NGAA, 1957; 42.
XV. 22. Lobo, W. E., and G. T. Skaperdas: Air Purification in Reversing Exchangers, Chem. Eng. Progr., 43: 69 (1947).
XV. 23. Mertz, R, V.; Low Temperature Gasoline Extraction, Petrol. Engr., 28 (6): C34 (1956).
XV. 24. Mullins, P. V: Helium Production Process, Chem. Eng. Progr., 44: 567 (1948).
XV. 24a. Mullins, P, V,: Helium Gas Grows Up, Oil Weekly, 120 (6); 17 (1946),
XV.25. Mullins, P. V., and R. W. Wilson: Prospective Benefits from Removing Excess Nitrogen fron Natural Gas, AGA Proc,, 1948; 601.
XV. 26. Pratt, A, W., and N. L. Foskett: Low Temperature Processing of Light Hydrocarbons, Trans, AIChE, 42: 149 (1946).
XV. 26a. Price, A. R.: Low Temperature Vapor — Liquid Equilibrium in Light Hydrocarbon Mixtures: Methane — Ethane — Propane System, Ph. D, thesis, The Rice Institute, Houston, Tex, 1957.
XV. 26b. Price, A. R., T. W. Leland, and R. Kobayashi: The Evaluation of the B-W-R Equation of State for the Prediction of Phase Equilibria of Light Hydrocarbons at Low Temperatures, paper presented at AIChE meeting, Seattle, June, 1957,
XV. 27. Rubemann, M.; The Separation of Gases, 2d ed., Oxford University Press, New York, 1949.
XV. 28. Ruhemann, M.: The Control of Low-temperature Gas-separation Plants, Trans, Inst. Chem. Engrs. (London), 30: 125, 1952.
XV, 29, Seibel, C. W.: The Government's New Helium Plant at Amarillo, Texas, Chem. 8c Met. Engr., 37 (9): 550 (1930).
XV. 30. Stark, D, J.: Natural Gas: A Base for Petro-chemicals, Proc. NGAA, 1953: 24.
XV, 31. Swearingen, J, S.: Turbo-expanders, Trans. AIChE, 43; 85 (1947).
XV. 32. Sylvander, N. E., and D. L. Katz: Design and Construction fo Pressure-relieving Systems, Univ. Mich. Eng. Research Inst. Eng. Research Bull. 31, 1948; Petrol. Processing, 3 (7): 642 (1948).
XV. 33. Sylvander, N. E., and D. L. Katz: De-pressurizing Systems in Refineries, Petrol. Refiner, 29 (3): 140 (1950).
XV. 34. Tabbert, T. D.: High Ethane and Propane Recovery, Oil Gas J., 52 (18): 98 (1953).
XV. 35. Wheeler, H. P., Jr.: New Helium Plants of the Bur. of Mines. Mining and Met., 26 (461): 245 (May, 1945),
XV. 36. Williams, R. B., and D. I. Katz: Vapor-Liquid Equilibria, Hydrogen with Ethane, Ethylene, Propane, Propylene, Ind. Eng. Chem. 46: 2512 (1954).
XV. 37. York, R. and E. F. White: Thermodynamic Properties of Ethylene, Trans. AIChE, 40: 227 (1944).
XVI. 1. Allen, H. V., Jr.: Pressure Drop for Flow through Beds of Granular Adsorbents, Petrol. Refiner, 23 (7); 93 (1944).
XVI. 2. Amero, R. C., J. W. Moore, and R. G. Capell: Design and Use of Adsorptive Drying Units, Chem. Eng. Progr., 43: 349 (1947).
XVI. 3. Bridgman, P. W.: The Physics of High Pressure, p. 350, George Bell 8c Sons, Ltd., London, 1952.
XVI. 4. Buchan, R. C., R. J. Sullivan, M. Williams, and H. H. Spain: Dehydration of Natural Gas, API Drill. Prod Practice, 1950: 7.
XVI. 5. Campbell, J. M., W. Skinner, and L. Laurence: Dehydration of Natural Gas and Light Hydrocarbon Liquids, part II. Petrol. Refiner, 31 (10): 107 (1952).
XVI. 6. Campbell, J. M., and L, L. Laurence: Dehydration of Natural Gas and Light Hydrocarbon Liquids, part. VI, Petrol. Refiner, 32 (3): 151 (1953).
XVI, 7, Campbell, J. M., and L. L. Laurence: Dehydration of Natural Gas and Hydrocarbon Liquids, part III. Petrol. Refiner, 31 (11): 119 (1952).
XVI. 8. Campbell, J. M.: Design and Choice of Fquipment for Gas Dehydration, Chem. Eng. Progr., 48; 440 (1952).
XVI. 9. Campbell, J. M.: Methods of Gas Dehydration for 1954, Petrol. Engr., 26 (10): C 11 (1954).
XVI. 10. Carbide and Carbon Chemicals Company: Gas Treating Chemicals, vol. 2, booklet, New York, 1951.
XVI. 11. Ceaglske, N. H., and O. A. Hougen: The Drying of Granular Solids, Trans. AIChE, 33: 283 (1937).
XVI. 12. Derr, R. B., and C. B. Willmore: Dehydration of Organic Liquids with Activated Alumina, Ind. Eng. Chem., 31: 866 (1939).
XVI. 13. Dow Chemical Company: Dow Glycols, booklet, Midland, Mich., 1947.
XVI. 14. Engleton, L. C., and H. Bliss: Drying of Air in Fixed Beds, Chem, Eng. Progr., 49: 543 (1953).
XVI. 15. Ewell, R. H., J. M. Harrison, and L. Berg: Azeotropic Distillation, Ind. Eng. Chem., 36: 871 (1944).
XVI. 16. Getty, R. J., C. E. Lamb, and W. C. Montgomery: A New Desiccant for Drying Natural Gas, Petrol. Engr, 25 (8): B7 (1953).
XVI. 17. Glasstone, S., Textbook of Physical Chemistry. p. 291, D. Van Nostrand Company, Inc., Priceton, N. J., 1940.
XVI. 18. Kirk, R. E., and D. Othmer: Encyclopedia of Chemical Technology, vol. 12, p. 350, Interscience Publishers, Inc. New York, 1954.
XVI. 19. Pollitzner, L., E. M. Townsend, and L. S. Reid: Measuring Water Vapor Content of Gases Dehydrated by Triethylene Glycol, Trans. AIME, 192: 301 (1951).

XVI. 20. Reid, L. S.: Advances in Gas Dehydration Processes, Petrol. Engr., 24 (5): D42 (1952).
XVI. 21. Russell, A. S., et al.: Alumina Properties, Alcoa Research Lab. Tech. Paper 10, 1956.
XVI. 22. Sage, B. H., B. N. Inman, and W. N. Lacey: Viscosity of Hydrocarbon Solutions, Ind. Eng. Chem., 29: 888 (1937).
XVI. 23. Senatoroff, N. K.: How to Mitigate Corrosion in a Glycol-dehydration Plant, Oil Gas J., 51 (51): 154 (1953).
XVI. 24. Seale, E. L.: Dry Desiccant Adsorber Removes Water, Hydrocarbons, Oil Gas J., 54, (77): 106 (1956).
XVI. 25. Stowe V. M.: Activated Alumina: Heat of Wetting, of Water and of Hydrocarbons, J. Phys. Chem., 56: 484, 487 (1952).
XVI. 26. Atadan, E. M.: Ph. D. thesis, University of Tennessee Knoxville, 1954.
XVI. 27. Benson, H. E., J. H. Field, and R. M. Limeson: CO_2 Absorption Employing Hot Potassium Carbonate Solutions, Chem. Eng. Progr., 50: 356 (1954).
XVI. 28. Bottoms, R. R.: Removing Acidic Gases by Reaction with Organic Bases, Chem. & Met. Eng. 38: 465 (1931).
XVI. 29 Bottoms, R. R.: Organic Bases for Gas Purification, Ind. Eng. Chem., 23: 501 (1931).
XVI. 30. Carbide and Carbon Chemicals Company: Aliphatic Nitrogen Compounds, booklet, New York, 1952.
XVI. 31. Chambers, H. H., and R. G. Wall: Some Factors Affecting the Design of Centrifugal Gas Absorbers, Trans. AIChE, 32: 596 (1954).
XVI. 32. Chapin, W. F.: High Purity Natural Gas by the Glycol-Amine Process, Petrol. Refiner, 26 (6): 109 (1947).
XVI. 33. Connors, J. S., and A. J. Miller: Operating Problems in Gas Treating for Hydrogen Sulfide Removal, Petrol. processing, 5 29: (1950).
XVI. 34. Cryder, D. S., and J. O. Maloney: The Rate of Absorption of Carbon Dioxide in Diethanolamine Solutions, Trans. AIChE, 37: 827 (1941).
XVI. 35. Devine, J. M., C. J. Wilhelm, and L. Schmidt: Corrosion of Steels by Gases Containing Traces of Hydrogen Sulfide, U. S. Bur. Mines Tech. Paper 560, 1933.
XVI. 36. Dixon, B. E.: Some Aspects of the Absorptive Mechanism In Centriiugal Absorbers, Trans. Inst. Chem. Engrs, (London), 32: 585 (1954).
XVI. 37. Dixon, B. E., and A. A. W. Russell: The Absorption of Carbon Dioxide by Liquid Drops, J. Soc. Chem. Ind. (London), 69: 284 (1950).
XVI. 38. Dow Chemical Company: Ethanolamines, booklet, Midland, Mich., 1954.
XVI. 39. Feagan, R. A., H. L. Lawler and M. H. Rahmes: Experience with Amine Units, Petrol. Refiner, 33 (6); 167 (1954).
XVI. 40. Frazier, H. D., and A. L. Kohl: Selective Absorption of Hydrogen Sulfide from Gas Streams, Ind. Eng. Chem., 42: 2288 (1950).
XVI. 40a. Gamson, B. W., and R. H. Elkins: Sulfur from Hydrogen Sulfide, Chem. Eng. Progr., 49, 203 (1953).
XVI. 41. Gailer, J. W., F. Goodridge, and D. B. Atkin: Equilibrium and Rate Data for Amine Solution, Trans. Inst. Chem. Engrs, (London), 32: 53 (1954).
XVI. 42. Garwood, G. L.: Stress Corrosion Cracking in Water: Amine Gas Treaters, Proc. NGAA, 1953: 50.
XVI. 43. Gregory, L. B., and W. G. Scharmann: Carbon Dioxide Scrubbing by Amine Solutions, Ind. Eng. Chem., 29: 514 (1937).
XVI. 44. Kohl, A. L., and C. L. Blohm: Technical Aspects of Glycol-Amine Gas Treating, Petrol. Engr, 27 (6): C37 (1950).
XVI. 45. Kohl, A. L.: Selective H_2S. Absorption, Petrol. Processing, 6: 26 (1951).
XVI. 46. Kohl, A. L.: Plate Efficiency with Chemical Reaction: Absorption of Carbon Dioxide in Monoethanolamine Solutions, AIChE J., 2: 264 (1956).
XVI. 47. Leibush, A. G., and A. L. Shneerson: McA. $H_2O—CO_2$ Equilibrium J. Appl. Chem. (U. S. S. R.), 19 (9): 869 (1946).
XVI. 48 Leibush, A. G., and A. L. Shneerson: Absorption of Hydrogen Sulfide and of Its Mixtures with Carbon Dioxide by Ethanolamines, J. Appl. Chem. (U. S. S. R.), 23 (2); 145 (1950).
XVI. 49. Leva, Max: Tower Packings and Packel Tower Design, booklet, U. S. Stoneware Company, Akron, Ohio, 1951.
XVI. 50. Lloyd, W. G., and F. C. Taylor: Corrosion by and Deterio ration of Glycol-Amine Solutions, Ind. Eng. Chem., 48: 2407 (1954).
XVI. 51. Lyudkovskaya, M. A., and A. G. Leibush: Solubility of Carbon Dioxide in Solutions of Ethanolamines under Pressure, J. Appl. Chem. (U. S. S. R.), 22 (6): 558 (1949).
XVI. 52. Mason, J. M., and B. F. Dodge: Equilibrium Absorption of Carbon Dioxide by Solutions of the Ethanolamines, Trans. AIChE, 32: 27 (1936).
XVI. 52a Muhlbauer, H. G., and T. R. Monaghan: Equilibrium Data for $H_2S—CO_2$ — Monoethanolamine, Jefferson Chemical Company, Inc., March, 1957.
XVI. 53. Ontario Research Foundation: The Removal of Sulfur Gases from Smelter Fumes, p. 93, Toronto, 1947.
XVI. 54. Paredes, Felipe: Operation and Performance of Solution Reclaimers for Glycol-Amine Solutions, Proc. NGAA, 1955: 17.
XVI. 55. Perry, R. H., and R. L. Pigford: Kinetics of Gas — Liquid Reactions: Simultaneous Absorption and Chemical Reaction. Ind. Eng. Chem.. 45: 1247 (1953).
XVI. 56. Polderman, L. D., and A. B. Steele: Why Diethanolamine Breaks Down, Oil Gas J., 54 (65): 206 (1956).
XVI. 57. Pollard, R. E.: Stress — corrosion Tests of Bridge Cable Wire, J. Research NBS, vol. 33, no 3, 1944.
XVI. 58. Reed, R. M., and W. R. Wood. Recent Developments in Amine Gas Purification Plants, Trans. AIChE, 37: 363 (1941).
XVI. 58a. Reid, L. S., and F. M. Townsend: A New Process for Commercial Extraction of Sulfur from Sour Gas, preprint 1062—G, Society of Petroleum Engineers of AIME, Dallas, 1958.
XVI. 59. Riegger, E., H. V. Tartar, and E. C. Lingafelter: Equilibria between Hydrogen Sulfide, Aqueous Solutions of Monoethanolamine at 25, 45, and 60° C, J. Am. Chem. Soc., 66-2024 (1944).
XVI. 60. Reisenfeld, F. C., and C. L. Blohm: Corrosion Problems in Gas Purification Units Employing Monoethanolamine Solutions, Petrol. Refiner. 29 (4)- 141 (1950).
XVI. 61. Reisenfeld, F. C., and C. L. Blohm: Corrosion Resistance of Alloys in Amine Gas Treating Systems, Petrol. Refiner, 30 (10): 107 (1951).
XVI. 62. Seil, G. E.: X — Ray Diffraction Studies of Iron Oxide Used in Dry Box Purification, AGA Proc., 1943: 314.
XVI. 63. Shreve, R. Norris: The Chemical Process Industries,2d ed., McGraw — Hill Book Company. Inc., New York, 1956.
XVI. 64. Sperr, F. W., Jr.: New Methods of Gas Purification, Gas Age-Record, 58: 73 (1926).
XVI. 65. Walter, J. F., and T. K. Sherwood: Gas Absorption in Bubble Cap Columns, Ind. Eng. Chem., 33: 493 (1941).
XVI. 66. Yorizane, M.: Estimation of the Heat of Solution in Hydrogen Sulfide — Monoethanolamine — Water System, M. S. thesis The Rice Institute, Houston, Tex., May, 1955.
XVII. 1. American Gas Journal Handbook, issue 183, no. 12, The Petroleum Engineer Publishing Company, Dallas, Tex. Nov. 15, 1956.
XVII. 2. API Specifications for Line Pipe, in API Standards, 14th ed., American Petroleum Institute, New York, March, 1955.
XVII. 3. API Specification for High — test Line Pipe, in API Standards, 5LX, 5th ed., American Petroleum Institute, New York, November, 1954.
XVII. 4. American Standard Code for Gas Transmission and Distribution Piping Systems, ASA B31. 1. 8.—1955, American Society of Mechanical Engineers, New York, 1955.
XVII. 5. Austin, R. R., G. Turner, and E. Derry: Instruments, 22: 588 (1949).
XVII. 6. Cable, C. R., P. A. Turcotte, and F. H. Dotterweich: Properties of Natural Gas Odorants. Am. Gas J., vol. 177, no. I2, August, 1952.
XVII. 7. Cline, H. L.: Natural Gas Odorizing, Petrol. Engr. 25 (8): D32 (1953).
XVII. 8. Corfield, G. and J. S. Powell: Experiences with Odorization, AGA Monthly, vol. 35. No. 15, 1953.
XVII. 9. Cumisky, J. E., T. O. Kuwinen, H. M. Boteler, and R. S. Ridgeway: Reciprocating Compressor: Special Report, Petrol. Refiner, 35 (11): 120 (1956).
XVII. 10. Daugherty, R. A.: Modern Developments in Prime Movers and Gas Compressors for the Gas Industry, paper presented at AGA Conf. of Transmission and Storage, Operating Sec., Gas Supply, Pittsburgh, Pa., May 9—10, 1955.
XVII. 10a. De Flon, J. G.: Evaluating Cooling Tower Performance, Petrol. Refiner, 26 (4): 109 (1947).
XVII. 11. Dormer, G.: Practical Problems of Odorization, AGA Proc., 1954, 837.
XVII. 12. American Louisiana Pipe Line Company: Application, pp. 1—3, exh. G.—II, FPC docket C—2306.
XVII. 13. Ferguson, J. W.: Pipe Line Flow, AGA Proc., Natural Gas Dept., 1947; 4: Oil Gas J., 46 (21): 102 (1947).
XVII. 14. Fieldner, A. C., C. R. Sayers, W. R. Yant, S. H. Katz, J. B. Shohan, and R. D. Leicht: Warning Agents for Fuel Gases, U. S. Bur. Mines, Monograph 4, 1931.
XVII. 14a. Flaherty, E. H.: Compression Station Engine and Compressor Piping: Tentative Method for Estimating Sizes of Compressor Piping, Clark Boothers Company, Olean, N. Y., Jan. 9, 1953.
XVII. 15. Fogo, J K., and M. Popowsky: Anal. Chem., 21, 734 (1949).
XVII. 16. Henderson, E. L.: Odorization of Gas, AGA Proc., 1952: 294.
XVII. 16a. Hutchison, R. M.: Special Slide Rule Solves Pipe Line Engineering Problems, Oil Gas J., 46 (20): 249 (1947); Gas Age, 100: 20 (Nov. 27, 1947).
XVII. 17. Hughen, P. L.: On — stream Pigging Techniques paper presented at Conf. on AGA Transmission and Storage Operating Sec., Gas Supply, Chicago, May 10—11, 1956.
XVII. 18. Hutchison, R. M.: Odorizing Natural Gas Petrol. Engr, 22 (4): D18 (1950).
XVII. 19. Institute of Gas Technology: Bibliography and Abstracts: Gas Odorization, AGA Proc., 1950: 787.
XVII. 20. Katz, S. H., V. C. Allison, and W. L Egy: Use of Stenches as a Warning in Mines, U. S. Bur. Mines Tech. Paper 244, 1920.
XVII. 21. Logan, K. H., et al.: Soil Corrosion Studies, J. Research NBS 7: I (1931); I2: II9 (1934); I6: 431 (1936).

XVII. 22. McKay, and Worthington: Corrosion Resistant Metals and Alloys, Reinhold Publishing Corporation, New York. 1936.
XVII. 23. Manfred, N. A.: Factors involving Design of Odorizer Installation, AGA Proc., 1953: 711.
XVII. 24. Powell, J. S.: Selecting an Odorant for Natural Gas, part I, Gas (Los Angeles), 26: 53 (1950).
XVII. 25. Powell, J. S.: Selecting a Natural Gas Odorant part II, Gas (Los Angeles), 26: 36 (1950).
XVII. 26. Quill, J. S.: 270,000 Horsepower of Gas Turbine Centrifugals Installed by Gas Industry in Three Years, Proc. AGA, 1955: 1112.
XVII. 27. Salfs, D. M.: Engine Driven Centrifugal Compressor Units for Natural Gas Transmission Service, Proc. AGA, 1955: 1163.
XVII. 28. Shaw, J. A.: Ind. Eng. Chem., Anal, Ed., 12: 668 (1940).
XVIII. I. The Underground Storage of Gas in the United States, AGA Committee on Underground Storage, 5th Ann. Rept. on Statistics. Dec. 31, 1955.
XVIII. 2. Anon.: World's Deepest Storage Pool, Oil Gas J., 54 (85): 102 (1956).
XVIII. 3. Ball, Douglas: What Are the Reasons for Underground Gas Storage? Gas (Los Angeles), August, 1956, p. 95
XVIII. 4. Billue, G. H.: Products Go Underground, Petrol. Refiner, 33 (7): 108 (1954).
XVIII. 5. Burke, W. F., and T. W. Clay: Gas Storage in a Depleted Oil Reservoir, AGA Proc., 1954: 298.
XVIII. 6. Cook, A. B., et al.: Secondary Recovery from Semidepleted Oil Reservoirs Converted to Gas Storage, AGA Proc., 1956: 679; World Oil, 143 (1): 135 (1956).
XVIII. 7. Cook, A. B.: Alternate Producing and Gas Repressuring for Greater Oil Recovery, private ommunication, 1956.
XVIII. 8. Dahlgren, E. G.: Underground Storage of Natural Gas, API Drill. Prod. Practice, 1944: 189.
XVIII. 9. Givens, H. C.: Store LPG in a Gas Sand, Petrol Refiner. 35 (10): 145 (1956).
XVIII. 10. Henry, H. M.: Is New England Headed Back toward Manufactured Gas? Gas (Los Angeles), March. 1955, p. 50.
XVIII. 11. Kelsey, L. S., and E. C. Babson: Performance of the Playa del Rey Gas Storage Reservoir, API Drill. Prod. Practice, 1946: 86.
XVIII. 12. Kroeger, C. V.: Storing LP — gas in Salt Formations, Gas Age, July 28, 1955, p. 15.
XVIII. 13. Kroeger, C. V.: Cavern Storage for LP — gas. Gas Age, February, 1955, p. 26.
XVIII. 14. Matheny, F.: Underground Storage for Liquefied Petroleum Gases, Proc. NGAA, 1951: 15.
XVIII. 15. Mertz, R. V., and R. L. Huntington: Gas Mixing in Porous Media, Natural Gas Dept., AGA Proc., 1941: 186.
XVIII. 16. Montgomery, P. H.. How to Construct Underground Gas Storage. Petrol. Engr., 27 (3); E2 (1955).
XVIII. 17. Nixon, J. W.: Excavated Caverns, Petrol. Refiner, 33 (7); 114 (1954).
XVIII. 18. Poor, W. B.: What Factors Affect Pipe Line Design. Gas Age, Nov. 18, 1954, p. 29.
XVIII. 19. Rawlins, E. L., and L. D. Wosk: Leakage from High Pressure Natural Gas Transmission Lines, U. S. Bur. Mines Bull. 265, 1928.
XVIII. 20. Riegle, John Jr.: Gas Storage in the Playa del Rey Oil Field, Summary of Operations Calif. Oil Fields, 39 (2): 17 (1953).
XVIII. 21. Todd, R. W.: Measurement as It Relates in Underground Storage, AGA Proc., 1955: 1149.
XVIII. 22. Todd, R. W.: La Goleta Gas Storage Project, Petrol. Engr., 16 (13): 122 (1945).
XVIII. 23. Scott, Calvin: Underground Storage and Its Relation to Gas Dispatching, AGA Proc., 1955; preprint, GSTS 55—17.
XVIII. 24. Springborn. H. W.: Underground Storage Exceeds Two Trillion, Gas Age, 117 (9): 29 (1956).
XVIII. 25. Theis, C. V.: The Relation between the Lowering of the Piezometric Surface and the Rate and Duration of Discharge of a Well Using Ground Water Storage, Trans. Am. Geophys. Union, 1935: 519.
XIX. I. Natural Gas Act, Federal Power Commission, Washington. D. C., 1950.
XIX. 2. Public Utility Holding Company Act of 1935, Federal Utility Regulation, Annotated, vol. 1. Public Utilities Reports, Inc., Washington, D. C., 1942.
XIX. 3. Regulations under the Natural Gas Act, FPG A—50, Federal Power Commission, Washington, D. C., 1956.
XIX. 4. State Commission Jurisdiction and Regulation of Electric and Gas Utilities, FPC S—113, Federal Power Commission, Washington, D. C., 1954.
XIX. 5. Buckley, S. E., et al.: Petroleum Conservation, AIME, Dallas, Tex., 1951.
XIX. 6. Cameron, J S., Jr.: How Texas Prorates Gas, Oil Gas Compact Bull., 15 (2): 33 (1956).
XIX. 7. Husseу, J. B.: Ratable Take, Oil Gas Compact Bull., 15 (2): 31 (1956).
XIX. 8. Kuykendall, J. K.: Statement before the House Committee on Interstate and Foreign Commerce, Federal Power Commission, Washington, D. C., Mar. 1, 1957.
XIX. 9. Oliver. Earl, and J. B. Umpleby: Principles of Unit Operation, Trans. AIME, 86: 105 (1930).

ОГЛАВЛЕНИЕ

Стр.

Предисловие 5
Предисловие редакторов 6

Глава I. **Основные сведения о промышленности природного газа** 13
§ 1. Краткий исторический очерк о промышленности природного газа . . . 13
§ 2. Общие сведения о геологии нефтяных и газовых месторождений . . . 14
§ 3. Залежи природного газа 23
§ 4. Температура горных пород 29
§ 5. Градиенты давления в нефтяных и газовых месторождениях 31

Глава II. **Свойства нефтяных и газовых коллекторов** 32
§ 1. Строение пористых сред 32
§ 2. Определение пористости 36
§ 3. Проницаемость и ее измерение . . . 38
§ 4. Явление проскальзывания газа . . . 41
§ 5. Турбулентное течение 43
§ 6. Сжимаемость горных пород 49
§ 7. Коэффициент электросопротивления пород 51
§ 8. Связанная вода в кернах 52
§ 9. Смачивание поверхности твердых тел 53
§ 10. Капиллярное давление 54
§ 11. Капиллярное давление 59
§ 12. Соотношение между коэффициентом электросопротивления породы, капиллярным давлением и проницаемостью 59
§ 13. Двухфазное течение. Относительная проницаемость 60
§ 14. Распределение пористости и проницаемости 61
§ 15. Пластовые воды 63

Глава III. **Фазовое состояние природных газовых систем** 65
§ 1. Индивидуальные вещества. Упругость паров 65
§ 2. Правило фаз 74
§ 3. Непрерывность паровой и жидкой фаз 74
§ 4. Ретроградные явления 75
§ 5. Растворимость газов в жидкостях . . 76
§ 6. Бинарные смеси 76
§ 7. Тройные и многокомпонентные системы 79
§ 8. Аномальные системы 83
§ 9. Константы равновесия 84

Стр.

Глава IV. **Свойства природных газов и легких углеводородных жидкостей** 86
§ 1. Молекулярная теория газов и жидкостей 86
§ 2. Сжимаемость природных газов . . . 94
§ 3. Поверхностное натяжение 115
§ 4. Термодинамические свойства 120
§ 5. Теплотворная способность 150
§ 6. Вязкость 159
§ 7. Теплопроводность газов 172

Глава V. **Влагосодержание природных газов** . . 178
§ 1. Основные фазовые соотношения систем углеводороды — вода 178
§ 2. Растворимость воды в природных газах и природных газов в воде . . . 181
§ 3. Гидраты углеводородных газов . . . 195

Глава VI. **Измерение и расчет фазовых соотношений в условиях равновесия для многокомпонентных смесей** 206
§ 1. Анализ газа 206
§ 2. Измерение равновесия пар—жидкость 212
§ 3. Коэффициенты распределения (константы равновесия) сложных смесей . 214
§ 4. Вычисление равновесий систем пар—жидкость 265
§ 5. Дифференциальное испарение 268
§ 6. Применение электронных вычислительных машин для расчетов испарения . 269

Глава VII. **Расчеты расхода и сжатия** 279
§ 1. Уравнение движения 279
§ 2. Вычисление статического забойного давления в газовых скважинах . . 280
§ 3. Трение в трубах 282
§ 4. Расчет пропускной способности газопроводов 284
§ 5. Емкость газопроводов 288
§ 6. Течение газа в газовых скважинах . . 289
§ 7. Вычисление работы, необходимой для сжатия природного газа 294
§ 8. Совместное течение жидкости и газа . 298

Глава VIII. **Измерение расхода газа** 309
§ 1. Измерение расхода диафрагменными счетчиками 309
§ 2. Измерители критического течения . . 319
§ 3. Трубка Пито 321
§ 4. Боковое статическое давление. . . . 322
§ 5. Штуцерные трубки (чок-ниппели) . 322
§ 6. Объемные счетчики 322

Стр.

Глава IX. **Бурение и испытание газовых скважин** 323
§ 1. Бурение скважин 323
§ 2. Промысловая геофизика 339
§ 3. Радиоактивный каротаж 357
Глава X. **Установившаяся и неустановившаяся фильтрация газа** 361
§ 1. Уравнения установившегося течения . 362
§ 2. Неустановившееся течение 364
Глава XI. **Разработка и эксплуатация газовых месторождений** 390
§ 1. Продуктивность газовых скважин . . 390
§ 2. Запасы газа 409
§ 3. Проблемы, связанные с добычей газа . 415
Глава XII. **Газ газоконденсатных и нефтяных месторождений** 417
§ 1. Глубинные пробы пластовой нефти . 419
§ 2. Режимы эксплуатации нефтяных пластов 426
§ 3. Осуществление сайклинг-процесса при эксплуатации газоконденсатных месторождений 438
Глава XIII. **Промысловая сепарация и масляная абсорбция газа** 447
§ 1. Промысловая сепарация 447
§ 2. Абсорбция и десорбция 456
Глава XIV. **Фракционная перегонка** 474
§ 1. Перегонка двухкомпонентных смесей . 476
§ 2. Методы ступенчатого расчета фракционирования многокомпонентных смесей 487
§ 3. Упрощенные методы расчета фракционных колонн 489
§ 4. Соотношение между числом теоретических и действительных тарелок . . 492
§ 5. Конструкция тарелок и их работа . . 494
§ 6. Расчет колпачковых колонн 496
§ 7. Расчет тарелок 500
Глава XV. **Низкотемпературная переработка природного газа** 505
§ 1. Равновесные соотношения между фазами 505

Стр.

§ 2. Низкотемпературная переработка природного газа 523
§ 3. Сжижение природного газа 524
§ 4. Производство гелия 528
§ 5. Очистка природного газа от азота . . 530
Глава XVI. **Осушка и очистка природного газа** 531
§ 1. Осушка природного газа 531
§ 2. Осушка газа адсорбцией. 537
§ 4. Экономические показатели осушки 541
§ 3. Обезвоживание жидкостей . . . . . природного газа 542
§ 5. Очистка природного газа от сероводорода и углекислоты 543
Глава XVII. **Транспорт и распределение природного газа** 554
§ 1. Расчет трубопроводов 554
§ 2. Строительство трубопроводов 559
§ 3. Борьба с коррозией и катодная защита 561
§ 4. Компрессорные станции 563
§ 5. Эксплуатация трубопроводов, диспетчерская и ремонтная служба 567
§ 6. Городские газораспределительные станции 567
§ 7. Распределительные системы 570
Глава XVIII. **Подземное хранение природного газа** 572
§ 1. Условия полной загрузки газопровода 572
§ 2. Загруженность распределительных систем 574
§ 3. Прогноз газопотребления 575
§ 4. Составление графика работы хранилища 576
§ 5. Использование выработанных нефтяных и газовых месторождений . . . 577
§ 6. Эксплуатация подземного хранилища 583
§ 7. Хранение газа в выработанных нефтяных месторождениях 591
§ 8. Хранение газа в водоносных пластах 593
§ 9. Экономика подземных хранилищ газа 594
Приложения 597
Литература 656

Д. Л. Катц, Д. Корнелл, Р. Кобаяши, Ф. Х. Поеттманн, Дж. А. Вери, Дж. Р. Еленбаас, Ч. Ф. Уайнауг

РУКОВОДСТВО ПО ДОБЫЧЕ, ТРАНСПОРТУ И ПЕРЕРАБОТКЕ ПРИРОДНОГО ГАЗА

Редакторы *Ю. П. Коротаев* и *Г. В. Пономарев*

Ведущий редактор *Е. А. Петрова.* Технический редактор *А. С. Полосина*

Корректоры *М. П. Курылева* и *Г. Г. Дебабова*

Сдано в производство 20/II 1964 г. Подписано к печати 28/X 1964 г. Формат 84 × 108$^1/_{16}$. Физ. печ. л. 42,25. Усл. печ. л. 71,0. Уч.-изд. л. 85,52. Тираж 1200 экз. Зак. 557/263. Цена 6 р. 25 к.
Объявлено в дополн. темплане изд-ва «Недра» 1964 г. № 23

Издательство «Недра». Москва К-12, Третьяковский проезд, 1/19
Типоофсетная фабрика Государственного комитета Совета Министров Украинской ССР по печати. Харьков, ул. Энгельса, 11.