С. К. КОЛОБАНОВ,
А. В. ЕРШОВ,
М. Е. КИГЕЛЬ

ПРОЕКТИРОВАНИЕ ОЧИСТНЫХ СООРУЖЕНИЙ КАНАЛИЗАЦИИ

Киев «Будівельник» 1977.

THORNado



6С9.3
К61
УДК 628.2:711.8

Проектирование очистных сооружений канализации. Колобанов С. К., Ершов А. В., Кигель М. Е. Киев, «Будівельник», 1977, 224 с.

В книге изложены методы очистки сточных вод и обработки осадков, обобщен опыт строительства и эксплуатации очистных сооружений канализации. Рекомендованы для проектирования новые виды сооружений и оборудования, методы технологических расчетов по расчетным параметрам, а также методы оптимизации инженерных решений по технико-экономическим показателям.

Книга предназначена для инженерно-технических работников проектных, эксплуатационных и научно-исследовательских организаций.

Рисунков 63, таблиц 87, библиография из 59 позиций.

Рецензент инж. *К. И. Каган*

Редакция литературы по коммунальному хозяйству
Заведующий редакцией инж. *А. Л. Леоновский*

Сергей Константинович Колобанов,
Аркадий Владимирович Ершов,
Марк Ефимович Кигель

Проектирование очистных сооружений канализации

ИБ №440

Редактор *К. В. Бергер*
Обложка художника *Б. И. Савченко*
Художественный редактор *Н. Г. Аникина*
Технический редактор *И. Г. Лиман*
Корректор *Г. А. Белицкая*

БФ 08580. Сдано в набор 1. VII. 1976 г. Подписано к печати 22. XII. 1976 г. Формат бумаги 60×90¹/₁₆. Бумага типографская № 1. Объем: 14 физ. печ. л., 14 усл. печ. л., 14,96 уч.-изд. л. Тираж 20 000. Зак. 7—558. Цена 96 коп

Издательство «Будівельник», Киев, Владимирская, 24

Отпечатано с матриц Головного предприятия республиканского производственного объединения «Полиграфкнига» Госкомиздата УССР на Киевской фабрике печатной рекламы, г. Киев, Выборгская, 84.

К $\frac{30210-32}{M203(04)-77}$ 85—77

© Издательство «Будівельник», 1977

ПРЕДИСЛОВИЕ

Одной из самых актуальных проблем на современном этапе развития научно-технического прогресса является проблема охраны природы от загрязнений и рационального использования природных ресурсов.

Загрязнение окружающей среды особенно сильно отражается на состоянии открытых водоемов. Повышение концентрации загрязнений может привести к развитию в водоемах необратимых процессов, способствующих их прогрессирующему истощению. Поэтому очистка сточных вод, удовлетворяющая требованиям защиты водоемов от загрязнения, приобретает первостепенное значение как элемент контролируемого и управляемого воздействия человека на природу, рассчитанного на длительный период.

Резкое возрастание количества сточных вод создает серьезную угрозу исчерпания ограниченных запасов пресной воды в густонаселенных и экономически важных районах страны. Поэтому важное значение имеет охрана и рациональное комплексное использование и воспроизводство водных ресурсов, предусматривающие защиту их от загрязнения и истощения, глубокая очистка загрязненных сточных вод на очистных станциях с последующим их использованием в техническом водоснабжении, а также всемерное сокращение и даже прекращение сброса промышленных сточных вод в реки.

Ускорение научно-технического прогресса должно сочетаться с хозяйским отношением к природным ресурсам. За последние годы принят ряд постановлений о мерах по предотвращению загрязнения Кас-

пийского моря, бассейнов рек Волги и Урала, бассейнов Черного и Азовского морей, о рациональном использовании и сохранении богатств озера Байкал и утверждены «Основы водного законодательства Союза ССР и союзных республик».

С каждым годом возрастают санитарные требования к качеству очищенных сточных вод. За девятую пятилетку сделан значительный вклад в области очистки городских сточных вод. Только на Украине введены городские очистные сооружения мощностью более 2 млн. $м^3/сут$. В десятой пятилетке на охрану окружающей среды выделено 11 млрд. руб.; запланировано повысить темпы водоохранного строительства и в первую очередь станций по очистке промышленных и городских сточных вод.

Рекомендации по проектированию, приведенные в книге, основаны на обобщении опыта строительства и эксплуатации очистных сооружений канализации и разработках ведущих научно-исследовательских институтов — ВНИИводгео, ВНИИ КВОВ АКХ им. К. Д. Памфилова, МИСИ, ЛИСИ, НИКТИ городского хозяйства УССР и др.

Предисловие и разделы 1 и 4 написаны С. К. Колобановым, разделы 2 и 5 — А. В. Ершовым, раздел 3 — М. Е. Кигелем.

Раздел 1.
ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ КАНАЛИЗАЦИОННЫХ ОЧИСТНЫХ СТАНЦИЙ

ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ ДЛЯ ПРОЕКТИРОВАНИЯ

Последовательность проектирования

Решение о проектировании и строительстве канализационных очистных станций принимают исходя из развития и размещения соответствующих отраслей народного хозяйства, развития и размещения производительных сил по экономическим районам и союзным республикам. При проектировании очистных станций следует применять новейшие достижения науки и техники с тем, чтобы строящиеся, реконструируемые и расширяемые очистные станции ко времени ввода их в эксплуатацию имели высокие показатели по производительности, надежности, долговечности и качеству очистки сточных вод, низкую себестоимость эксплуатации и обеспечили бы безопасность, нормальные условия труда обслуживающего персонала, а также охрану окружающей среды от загрязнения.

Проектные решения должны соответствовать высоким современным техническим требованиям, предусматривать возможность кооперирования и учитывать перспективное развитие и расширение очистных станций. От принятых проектных решений зависит объем строительных и монтажных работ, экономические показатели по строительству и эксплуатации возводимых и реконструируемых очистных станций и сооружений.

Стоимость водоснабжения и канализации (без внутренних устройств) обычно составляет по населенным пунктам 6—15% общего объема капиталовложений в городское хозяйство, по промышленным объектам 10—30% общей стоимости объекта.

Водоснабжение и канализация являются часто решающими факторами при планировании и размещении предприятий и населенных мест, их реконструкции и развитии.

С целью достижения наиболее экономичных решений техническому проектированию очистных станций должны предшествовать комплексные разработки районной планировки и схем развития и размещения промышленности, генеральных планов развития городов и промышленных предприятий, технико-экономических обоснований (ТЭО) схемы комплексного использования и охраны водных и земельных ресурсов, ТЭО районной схемы комплексного водоснабжения и канализации. ТЭО разрабатывается как предпроектная стадия для подтверждения экономической целесообразности и хозяйственной необходимости проектирования и строительства

крупных и сложных канализационных систем и, в том числе, очистных станций.

В проектах канализационных очистных станций должны учитываться основные решения, принятые схемой канализации и разработанные в составе районной планировки административных и промышленных районов, схем генеральных планов промышленных узлов, генеральных планов и проектов планировки и застройки населенных пунктов и их промышленных районов.

В районных схемах канализации разрабатываются технико-экономические обоснования (ТЭО) схемы канализации, входящие в состав районной планировки и схем размещения производительных сил административных районов; схемы канализации промышленных районов или узлов для установления наиболее рационального и экономического комплексного плана строительства систем водоснабжения, канализации и гидротехнических условий, ТЭО и схемы следует составлять в соответствии с указаниями СНиП II-32-74.

ТЭО и схемы канализации должны быть увязаны в части комплексного использования водных ресурсов со схемами развития ирригации и сельскохозяйственного водоснабжения, гидроэнергетики, водного транспорта, рыбного хозяйства, а также с генеральной схемой комплексного использования и охраны водных ресурсов СССР.

При разработке ТЭО должны быть определены на расчетные сроки следующие данные:

ориентировочные объемы сбрасываемых в водоемы сточных вод и их характеристика;

принципиальные решения отвода и методов очистки сточных вод с учетом необходимых мероприятий по санитарной и рыбной охране водоемов;

площадки для размещения очистных станций;

возможности использования очищенных сточных вод для производственного водоснабжения или на орошение;

места выпуска очищенных вод в водоемы и аварийных выпусков.

Задание на проектирование на стадии технического проекта составляет заказчик при непосредственном участии проектной организации в соответствии с перспективным планом развития проекта канализования.

Задание на проектирование должно содержать основные данные и необходимые указания, направляющие работу проектировщиков. Оно утверждается теми же организациями, которые будут утверждать технический проект.

Проектирование очистных станций может осуществляться в две стадии — разработка технического проекта и рабочих чертежей или в одну стадию — разработка техно-рабочего проекта, т. е. технического проекта одновременно с рабочими чертежами. В одну стадию проектируют обычно технически несложные объекты, стро-

ительство которых предполагается вести по типовым или по повторно применяемым индивидуальным проектам.

Задания на проектирование на стадии технического и техно-рабочего проекта должны содержать все данные, необходимые для принятия архитектурных и конструктивных решений по основным зданиям, сооружениям и сетям, и определения сметной стоимости строительства. Задания на разработку рабочих чертежей должны, как правило, соответствовать решениям, принятым в техническом проекте.

Перед началом проектирования главный инженер проекта выдает отделам проектного института задание по установленной форме, в котором указываются основные данные объекта (наименование, шифр, стадия проектирования и т. д.), а также перечень исходных материалов *.

Расчетные показатели необходимой степени очистки сточных вод в целях охраны водоемов от загрязнений на различные уровни развития и на далекую перспективу определяют в следующей последовательности:

выявляют источники питьевого водоснабжения и возможные источники загрязнения водоемов;

определяют количество сточных вод, поступающих от населения и промышленных предприятий, количественную и качественную характеристику загрязнений от всех водопользователей, а также возможность совместной очистки бытовых и производственных вод;

определяют расчетную эффективность очистки производственных сточных вод на локальных установках и остаточное количество загрязнений, допускаемых к приему на общегородскую очистную станцию;

выявляют количество загрязенний, поступающих на общегородскую очистную станцию;

выбирают и согласовывают с государственными органами водного, санитарного и рыбного надзора место выпуска сточных вод;

рассчитывают самоочищающую способность водоема; определяют количество загрязнений, допускаемых к сбросу в водоем без нарушения его санитарного режима, составляют прогноз качества воды в водоеме на различные уровни развития и разрабатывают технические мероприятия по охране водоема от загрязнения и истощения;

обосновывают метод очистки сточных вод и составляют технологическую схему очистной станции.

---

* Организация проектирования очистной станции в проектном институте, содержание и формы заданий смежным проектным отделам на стадии технического проектирования, объем и содержание проекта подробно изложены во «Временной инструкции по организации проектирования инженерных сетей и сооружений населенных мест», разработанной Центральным научно-исследовательским институтом экспериментального проектирования инженерного оборудования (ЦНИИЭП ИО) в 1972 г.

На основании анализа расчетных показателей определяется метод и степень очистки сточных вод на общегородской очистной станции. Остаточное количество загрязнений, поступающих в водоем с очищенными сточными водами, позволяет дать прогноз качеству воды в водоеме на различные расчетные уровни, наметить мероприятия по защите водоемов от загрязнения, а также разработать методы очистки сточных вод, разработать технологическую схему очистки сточных вод и обработки осадков, выбрать и рассчитать конструкции сооружений и оборудования для общегородской очистной станции.

Основные принципиальные решения по выбору технологической схемы очистки сточных вод, размещения и компоновки очистных станций, выбору конструкции сооружений, оборудования разрабатываются и согласовываются в соответствии с основными действующими инструкциями и положениями.

Очистные станции проектируют и рассчитывают на расчетные уровни развития, например, 1980, 1985, 1990 годы и на перспективу — 2000 г. При техническом проектировании очистной станции рекомендуется произвести уточнение и анализ исходных данных, принятых в ТЭО и представленных заказчиком в плановом задании.

Исходные данные и их анализ

Разработку технического проекта очистной станции начинают с уточнения исходных данных об объектах, для которых ведется проектирование, и анализа существующих, строящихся и запроектированных систем канализации в данном районе.

Исходные данные для проектирования составляют на базе сведений ТЭО, районной планировки, районной схемы канализации, а также изучения имеющихся проектных материалов предыдущих лет по существующим или строящимся системам канализации: расходы сточных вод, виды очистки, которым сточные воды подвергаются, состав и количество остаточных загрязнений, техническое состояние действующих сетей и сооружений.

Анализируются материалы изысканий и топографии, инженерной геологии и гидрогеологии площадки, отведенной под строительство очистной станции, состав грунтов, уровни грунтовых вод, их агрессивность и колебания и прогнозируется возможное изменение уровня грунтовых вод в период эксплуатации станции. Выясняется наличие блуждающих токов и необходимость защиты от них сооружений и сетей, нормативное давление на грунты оснований.

Затем анализируются и уточняются пункты водоотведения, принятые расчетные расходы и режимы поступления сточных вод на очистную станцию, количественная и качественная характеристика загрязнений и возможность совместной очистки бытовых и производственных сточных вод и их утилизации, а также характеристика водоемов, являющихся в проекте приемниками очищенных сточных вод.

Таблица 1. **Формулы для определения расчетных расходов сточных вод**

Сточные воды	Расходы		
	суточные, $м^3/сут$	часовые, $м^3/ч$	секундные, $л/с$
Бытовые:			
от населения средние	$Q_{ср.\ сут} = q_н N_р / 1000$	$Q_{ср.\ ч} = \frac{q_н \cdot N_р}{24 \cdot 1000}$	$q_{ср.\ с} = \frac{q_н \cdot N_р}{24 \cdot 3600}$
то же, максимальные	$Q_{макс.\ сут} = \frac{q_н N_р K_{сут}}{1000}$	$Q_{макс.\ ч} = \frac{q_н \cdot N_р K_{общ}}{24 \cdot 1000}$	$q_{макс.\ с} = \frac{q_н \cdot N_р K_{общ}}{24 \cdot 3600}$
от промышленных предприятий	$Q_{ср\ сут} = \frac{25N_1 + 45N_2}{1000}$	$Q_{макс.\ ч} = \frac{25N_3 K_ч + 45N_4 K_ч}{T \cdot 1000}$	$q_{макс.\ с} = \frac{25N_3 K_ч + 45N_4 K_ч}{T \cdot 3600}$
от душевых	$Q_{ср\ сут} = \frac{40N_5 + 60N_6}{1000}$	$Q_{макс.\ ч} = \frac{40N_5 K_ч + 60N_в K_ч}{T \cdot 1000}$	$q_{макс.\ с} = \frac{40N_7 + 60N_8}{45 \cdot 60}$
Производственные	$Q_{сут} = mM$	$Q_{макс.\ ч} = \frac{mM_1}{T}$	$q_{макс.\ с} = \frac{mM_1}{T \cdot 3{,}6}$

Примечания. Здесь $q_н$ — норма среднесуточного водоотведения на 1 жителя, $л$; $N_р$ — расчетное население, N_1, N_2, N_3 и N_4 — число работающих в сутки и в смену с максимальным числом рабочих с нормой водоотведения соответственно 25 и 45 $л$, N_5, N_6, N_7 и N_8 —,число пользующихся душем в сутки и в смену с максимальным числом работающих и нормой водоотведения 40 и 60 $л$ на 1 чел.; T — число часов работы смены; m — норма водоотведения на единицу продукции; M и M_1 — число единиц продукции, выпускаемой за сутки и в смену с максимальной выработкой. $K_ч$, $K_{сут}$, $K_{общ}$ — коэффициенты неравномерности (часовой, суточный и общий).

Расчетную производительность (мощность) канализационной очистной станции следует определять на различные расчетные уровни развития в зависимости от суммарного количества сточных вод, поступающих от населения, коммунальных и промышленных предприятий, а также сельскохозяйственных комплексов, тяготеющих к данному району канализования.

Расчетные расходы сточных вод от населения (суточные, часовые, секундные) определяют по расчетному количеству населения

Таблица 2. **Нормы водопотребления и водоотведения на 1 жителя среднесуточные (за год) для районных схем водоснабжения и канализации, *л/сут***

Наименование показателей	Расчетные уровни развития, год	
	1980	1990
Города и поселки городского типа		
Водопотребление на хозяйственно-питьевые нужды, нужды местной промышленности, поливку	500	600
Водоотведение (с коэффициентом 0,8)	400	480
Сельскохозяйственные районы		
Водопотребление на хозяйственно-питьевые нужды (без учета расхода воды на поливку)	100	150
Водоотведение (с коэффициентом 0,5 и 0,6)	50	90

Примечание. Нормы водопотребления хозяйственно-питьевые нужды допускается изменять на ±10÷20% в зависимости от климатических и других местных условий

и нормам водоотведения с учетом коэффициентов неравномерности K поступающих сточных вод на станцию и с учетом перспективного развития населенных пунктов. Расчетные формулы приведены в табл. 1.

Нормы водоотведения от населения следует уточнить с нормами водопотребления. При этом следует различать комплексные нормы водопотребления и нормы в пределах жилого фонда. В комплексные нормы водопотребления на одного жителя включают расходы воды на хозяйственно-питьевые и другие нужды населения в пределах жилого фонда, коммунально-бытовые нужды за пределами жилого фонда (школ, больниц, детских учреждений, гостиниц, бань, прачечных, плавательных бассейнов и т. д.), нужды внешнего благоустройства городских территорий (поливка улиц, зеленых насаждений), а также нужды промышленности и строительства.

При составлении ТЭО и разработке районных схем канализации нормы водоотведения от населения принимают в зависимости от норм водопотребления (СНиП II-31-74) с коэффициентами: для городов и поселков городского типа — 0,8; для сельскохозяйственных районов — 0,5 до 1980 г. и 0,6 до 2000 г. (табл. 2). Количество сточных вод предприятий местной и мелкой промышленности учтено

приведенными нормами водоотведения. Поскольку нормы водопотребления на хозяйственно-питьевые нужды для населенных пунктов, приведенные в табл. 2, допускается изменить на $\pm 10 \div \div 20\%$ в зависимости от климатических и других местных условий, то соответственно следует изменять нормы водоотведения.

При разработке технических проектов очистных станций нормы водоотведения бытовых сточных вод в пределах района жилой застройки населенных пунктов принимаются в зависимости от степени благоустройства жилых зданий, а также климатических и санитарно-гигиенических условий по СНиП II-32-74.

Нормы среднесуточного водоотведения бытовых районов жилой застройки населенных пунктов, (на 1 жителя за год), *л/сут*

Застройка зданиями, оборудованными внутренним водопроводом и канализацией без ванн	125—160
Застройка зданиями, оборудованными водопроводом, канализацией и ваннами с местными водонагревателями	160—230
Застройка зданиями, оборудованными внутренним водопроводом, канализацией и системой централизованного горячего водоснабжения	250—350

Примечания. 1. В неканализированных районах нормы водоотведения принимаются из расчета 25 *л/сут* на 1 жителя.

2. Количество сточных вод от предприятий местной промышленности, обслуживающих население, а также неучтенные расходы допускается принимать дополнительно в размере 5—10% суммарного количества сточной воды населенного пункта.

Коэффициенты суточной неравномерности водоотведения при самотечном поступлении бытовых сточных вод следует принимать $K_{сут} = 1{,}1—1{,}3$ в зависимости от местных условий, а общий коэффициент неравномерности $K_{общ}$ — в зависимости от средних секундных расходов (табл. 3).

Нормы и коэффициенты неравномерности отведения бытовых сточных вод от промышленных предприятий и сельскохозяйственных комплексов, а также от отдельных и общественных зданий при необходимости учета сосредоточенных расходов сточных вод следует принимать в соответствии с нормами проектирования внутреннего водопровода и канализации зданий (СНиП II-Г. 1—70).

Количество сточных вод промышленных предприятий определяют по имеющимся проектам с анализом водохозяйственного баланса в части возможного увеличения водооборота и повторного использования сточных вод по «Укрупненным нормам расхода воды и количества сточных вод на единицу продукции для различных отраслей промышленности», разработанным странами — членами СЭВ и ВНИИводгео [35]. Применение для производственного водоснабжения оборотного и повторного использования воды позволяет соответственно снизить забор промышленностью воды из водоисточников и сброс в них возвратных вод до 2—10% суточного водоотведения. Кроме того, переход предприятий к новой технологии производства может резко сократить отведение загрязненных сточных вод.

Расчетные расходы бытовых и производственных сточных вод следует принимать по наибольшему часовому расходу по суммарному графику притока как при подаче их насосами, так и при самотечном поступлении.

Таблица 3. **Примерное распределение среднесуточного расхода бытовых сточных вод по часам суток в зависимости от общего коэффициента неравномерности водоотведения $K_{общ}$, % [41]**

Часы суток	$q_{ср}$ с, л						
	50	100	200	300	500	800	1250 и более
	$K_{общ}$						
	1,8	1,6	1,4	1,35	1,25	1,2	1,15
0—1							
1—2							
2—3	1,25	1,55	1,65	1,85	2	2,25	2,6
3—4							
4—5							
5—6	3,3	4,35	4,2	4,8	5,05	4,9	
6—7	5	5,95	5,8	5	5,15		
7—8	7,2	5,8	5,8	5	5,15		4,8
8—9	7,5	6,7	5,85	5,65	5,2	5	
9—10	7,5	6,7	5,85	5,65	5,2		
10—11	7,5	6,7	5,85	5,65	5,2	5	4,8
11—12	6,4	4,8	5,05	5,25	5,1	5	4,8
12—13	3,7	3,95	4,2	5	5	4,8	4,7
13—14	3,7	5,55	5,8	5,25	5,1	5	4,8
14—15	4	6,05	5,8	5,65	5,2	5	4,8
15—16	5,7	6,05	5,8	5,65	5,2		4,8
16—17	6,3	5,6	5,8	5,65	5,2		4,8
17—18	6,3	5,6	5,75		5,15	5	4,7
18—19	6,3	4,3	5,2	4,85	5,1		4,8
19—20	5,25	4,35	4,75		5,1		4,8
20—21	3,4	4,35	4,1	4,85	5,1	5	4,8
21—22	2,2	2,35	2,85	3,45	3,8	4,5	4,8
22—23	1,25	1,55	1,65	1,85	2	2,4	3
23—24	1,25	1,55	1,65	1,85	2	2,25	2,6

Распределение расходов сточных вод населенных пунктов по часам суток при самотечном поступлении уточняют на основании совмещенных почасовых графиков водоотведения, а в случае их отсутствия — по данным эксплуатации аналогичных объектов или по табл. 3.

Количество и режим поступления дождевых и талых вод, стекающих с загрязненной территории промышленных предприятий, определяют в зависимости от климатических особенностей района, расположения предприятий и площади водосбора по СНиП II-32-74.

Коэффициент стока принимается с учетом характера покрытия и застройки территории; для большинства предприятий он равен 0,8—0,95. Соотношение между количеством бытовых, производственных и атмосферных вод в каждом случае определяется расчетом.

Количество загрязнений, поступающих на очистную станцию, анализируется в зависимости от источника их образования и концентрации в сточных водах. Концентрацию загрязнений определяют химическим анализом или расчетом исходя из норм водоотведения на 1 жителя; для производственных сточных вод — по технологическим данным или химическим анализам. Основными определяющими критериями загрязненности сточных вод является концентрация взвешенных веществ, БПК, азота аммонийных солей, фосфатов, хлоридов и поверхностно-активных веществ.

Количество загрязнений бытовых сточных вод (на1 жителя), *г/сут*

Взвешенные вещества — всего	65
В том числе оседающие	40
$БПК_5$ неосветленной жидкости	54
То же, осветленной	35
$БПК_{полн}$ неосветленной жидкости	75
То же, осветленной	40
Азот аммонийных солей	8
Фосфаты — всего	3,3
В том числе от моющих веществ	1,6
Хлориды	9
Поверхностно-активные вещества (ПАВ)	2,5

Примечания. 1. Загрязнения от населения, проживающего в неканализованных районах, надлежит учитывать в количестве 33% от указанных.
2 При сбросе бытовых сточных вод промышленных предприятий в канализацию населенного пункта загрязнения от них дополнительно не учитываются.

Показатель БПК достаточно полно характеризует городские сточные воды, в которых преобладают бытовые. Однако для производственных сточных вод большинства отраслей промышленности одним этим показателем ограничиться нельзя, так как он не отражает потребность в кислороде для полного окисления всех содержащихся в промышленных сточных водах примесей.

Для более полной оценки загрязненности смеси бытовых и производственных сточных вод определяют, кроме БПК, такой показатель, как химическое потребление кислорода (ХПК) — количество кислорода, необходимое для полного окисления углерода, водорода, серы, азота и других примесей, находящихся в сточной жидкости, в том числе тех, которые не поддаются биохимическому окислению. По абсолютной величине ХПК всегда больше БПК; для бытовых сточных вод $БПК_{20}$ составляет 86% от ХПК. Многие производственные воды имеют ХПК, превышающие БПК на 50%. Поэтому при сбросе производственных сточных вод в существующие канализации населенных пунктов ХПК общего стока не должна превышать $БПК_{20}$ более чем в 1,5 раза.

Расчетные формулы для определения концентрации загрязнений приведены в табл. 4.

Вопрос о совместном отведении и очистке производственных сточных вод надлежит решать в каждом отдельном случае исходя из количественного и качественного состава загрязнений и местных условий. Прием производственных сточных вод в городскую канализацию или на очистную станцию допускается в тех случаях, когда это не нарушает работу очистных сооружений.

Таблица 4. **Расчетные формулы для определения концентрации загрязнений сточных вод**

Сточные воды	Концентрация	
	по взвешенным веществам C	по БНК$_{полн}$ L
Бытовые	$C_б = b \cdot 1000/q_н$	$L_б = a \cdot 1000/q_н$
Смесь бытовых и производственных	$C_{см} = \frac{C_б Q_б + \Sigma C_п Q_п}{Q_б + \Sigma Q_п}$	$L_{см} = \frac{L_б Q_б + \Sigma L_п Q_п}{Q_б + \Sigma Q_п}$
То же, от нескольких объектов или районов	$C_{см} = \frac{C_1 Q_1 + C_2 Q_2 + \cdots + C_п Q_п}{Q_1 + Q_2 + \cdots + Q_п}$	$L_{см} = \frac{L_1 Q_1 + L_2 Q_2 + \cdots + L_п Q_п}{Q_1 + Q_2 + \cdots + Q_п}$

Примечание. Здесь $C_б$, $C_п$, $C_{см}$ — концентрация взвешенных веществ в бытовых, производственных и смешанных водах; $L_б$, $L_п$, $L_{см}$ — БПК для тех же вод; a и b — количество загрязнений соответственно по БПК и по взвешенным веществам; $q_н$ — среднесуточная норма водоотведения на 1 жителя; $Q_б$ и $Q_п$ — среднесуточные расходы бытовых и производственных вод.

Совместное отведение и очистка бытовых и производственных сточных вод является наиболее целесообразным, однако в ряде случаев это оказывается невозможным без принятия ограничительных мер из-за наличия в производственных водах вредных или токсичных примесей.

Смесь бытовых и производственных сточных вод при поступлении на сооружения биологической очистки в любое время суток не должна иметь концентрацию водородных ионов (pH) ниже 6,5 и выше 8,5; температура не должна быть ниже 6 и выше 30° С, общая концентрация солей растворенных — более 10 *г/л*. Кроме того, в смеси не должно быть нерастворенных масел, смол и мазута, биологически жестких ПАВ, практически не окисляющихся на сооружениях биологической очистки. Большое количество растворенных и нерастворенных минеральных примесей также затрудняет ход биохимических процессов. Минимальное содержание биогенных элементов в смеси производственных и бытовых вод не должно быть ниже 5 *мг/л* азота и 1 *мг/л* фосфора на каждые 100 *мг/л* БПК$_{полн}$ смеси.

Высокая концентрация производственных сточных вод по растворенным веществам создает затруднения в работе аэротенков и биофильтров. Поэтому нормативами ограничено поступление на

биологические фильтры сточных вод с $БПК_{полн}$ выше 500 *мг/л*, а в аэротенки — с $БПК_{полн}$ выше 1000 *мг/л*. При необходимости снижения $БПК_{полн}$ сточные воды, поступающие на биологическую очистку, следует разбавлять очищенными водами.

Предельно допустимая концентрация вредных веществ (ПДК) не должна превышать установленных нормативов (СНиП II-32-74). (ПДК — максимальная концентрация, при которой не нарушаются или не ухудшаются процессы минерализации органических веществ и не нарушается жизнедеятельность основных групп водных организмов). В случае превышения ПДК смеси спуск производственных сточных вод в канализацию населенного пункта допускается только после предварительной их очистки на локальных сооружениях.

Степень снижения вредных веществ в процессе биологической очистки на локальных и городских канализационных очистных станциях определяется по экспериментальным данным, а при отсутствии их пользуются средними показателями снижения загрязнений: по взвешенным веществам — 90% по $БПК_5$ для ионов тяжелых металлов — 30—80%, по фенолам и нефтепродуктам — 85—90%; по красителям 50—70%; по ПАВ — 50—80%.

Расчеты по определению концентрации оставшихся загрязнений в очищенных сточных водах производят по следующим после локальных очистных сооружений основным показателям: взвешенным веществам, БПК, ХПК, растворенному кислороду, минеральному составу, ПАВ, сульфатам, хлоридам, вредным веществам.

Перед приемом производственных сточных вод к совместной очистке с городскими на общегородских очистных станциях необходимо на предприятиях уточнить возможности уменьшения их количества и снижения концентрации в них загрязнений с целью уменьшения технологических потерь в производстве, широкого применения оборотных систем технического водоснабжения и повторного использования воды.

Критерием рационального водопользования $K_р$ следует принимать

$$K_р = (Q_{вод} - Q_{сбр})\ 100/Q_{вод}, \qquad (1)$$

где $Q_{вод}$ и $Q_{сбр}$ — количество воды, забираемой из водопровода и сбрасываемой в канализацию.

Чем меньше сбрасывается сточных вод с предприятия в канализацию, тем выше критерий рационального водопользования $K_р$. При проектировании очистных станций следует прорабатывать вариант уменьшения количества производственных сточных вод путем изменения технологического процесса, норм водопотребления и водоотведения, вариант уменьшения потерь и отходов в производстве и извлечения из сточных вод ценных примесей с целью их утилизации, а также повторное использование очищенных бытовых и производственных сточных вод.

В целях охраны окружающей среды следует проводить совместно с технологами изыскания режима безотходного и бессточного способа производства, когда отходы извлекаются и потери устраняются непосредственно на предприятиях.

Расчет необходимой степени очистки сточных вод

Общие условия выпуска сточных вод в поверхностные водоемы (реки, озера, водохранилища, моря) определяются народнохозяйственной значимостью этих водоемов, характером водопользования и их самоочищающей способностью. Эти условия регулируются «Правилами охраны поверхностных вод от загрязнения сточными водами» *.

Для определения необходимой степени очистки сточных вод при сбросе в водоем проектировщик должен проанализировать материалы гидрологической и гидробиологической характеристик района, годовой сток водоемов различной обеспеченности и его внутригодовое распределение. Изучаются следующие параметры: сезонные стоки и сезонный сток для года 95%-ной обеспеченности; внутрисезонное распределение стока по месяцам для года 95%-ной обеспеченности; минимальные среднемесячные летние и зимние расходы в расчетных створах. Кроме того, анализируются гидравлические характеристики русел для минимального среднесуточного расхода 95%-ной обеспеченности в расчетных створах. Изучаются сведения о рыбоводстве, судоходстве и лесосплаве.

Санитарное состояние водоемов анализируется по материалам местной санэпидемстанции или санитарно-гигиенических научно-исследовательских организаций. Проектировщики определяют следующие данные: характер водопользования и общую санитарную характеристику водоемов по химическому и бактериологическому составу воды; места расположения водозаборов с указанием расхода и назначения отбираемой воды по каждому водозабору и канализационных выпусков; количество и характеристику стоков, сбрасываемых в водоем через выпуски; степень очистки сбрасываемых стоков; расстояние от места проектируемого выпуска очищенных сточных вод до первого населенного пункта и водозабора организованного водоснабжения; требования рыбоохраны к сбросу очищенных сточных вод с точки зрения рыбохозяйственного значения реки; расчетные створы смешения очищенных сточных вод с водой водоема.

Правилами охраны поверхностных вод установлено два вида нормативного качества воды: для водоемов питьевого и культурно-бытового водопользования и для водоемов, используемых в рыбохозяйственных целях. Нормативы качества воды для каждого

* Утверждены Минздравом СССР, Минрыбхозом СССР и Минводхозом СССР 16 мая 1974 г.

водоема установлены также по этим двум видам водопользования (табл. 5). Отнесение водоемов к тому или иному виду водопользования производится органами Государственного санитарного надзора с учетом перспектив использования водоемов. Виды рыбохозяйственного использования водоемов определяются органами рыбоохраны с учетом перспективного развития рыбного хозяйства и промысла.

Суммарное количество загрязняющих веществ, которое может быть сброшено с очищенными сточными водами в водоем первого вида водопользования определяют из условия, чтобы у ближайшего водозабора питьевого водоснабжения, расположенного ниже по течению от места выпуска, качество воды удовлетворяло требованиям ГОСТ 2761—74.

Каждый водоем обладает определенной самоочищающей способностью, под которой подразумевают совокупность гидродинамических, биохимических и физико-химических процессов, приводящих к снижению концентрации внесенных в них органических и минеральных загрязнений. В результате расчета самоочищающей способности водоема определяются следующие параметры:

кратность разбавления n и степень смешения сточных вод q с водой водоема Q, принимаемая по расчетному расходу воды года 95%-ной обеспеченности, а для других регулируемых — по величине попусков;

количество загрязнений, допускаемых к спуску в водоем; необходимая степень очистки сточных вод от основных видов загрязнений.

Процессы самоочищения протекают тем быстрее, чем полнее произойдет смешение и разбавление сточных вод с водой водоема.

Под кратностью разбавления n понимают отношение суммы количества разбавляемой q и разбавляющей воды Q к количеству разбавляемой воды

$$n = (q + \gamma Q)/q. \tag{2}$$

Здесь γ — коэффициент смешения, показывающий, какая часть расхода реки Q смешивается со сточной жидкостью

$$\gamma = (1 - e^{-\alpha\sqrt[3]{L}})/\left(1 + \frac{Q}{q} e^{-\alpha\sqrt[3]{L}}\right), \tag{3}$$

где L — расстояние от выпуска до расчетного пункта, *м*;

α — коэффициент, учитывающий гидравлические условия смешения,

$$\alpha = \varphi\xi \sqrt[3]{D/q}. \tag{4}$$

Здесь φ — коэффициент извилистости, равный отношению расстояния между выпуском и расчетным пунктом по фарватеру реки $L_ф$ к расстоянию между теми же пунктами по прямой $L_п$, т. е. $\varphi = L_ф/L_п$; ξ — коэффициент, учитывающий влияние места выпуска (при выпуске у берега $\xi = 1$, при выпуске в речной поток $\xi = 1{,}5$);

Таблица 5. Критерий оценки загрязненности воды и ПДК некоторых ингредиентов в расчетном отворе водоема [12, 41]

Показатели воды водоема после смешения со сточными водами	Единица измерения	Величины ПДК для водопользования, *мг/л*			
		санитарно-бытового		рыбохозяйственного	
		питьевого	культурно-бытового	воспроизводство ценных пород рыб	для других рыбохозяйственных целей
По нормативам качества воды водоема					
Растворенный кислород:					
летом	*мг/л*	⩾4		⩾6	
зимой	»	⩾4		⩾6	⩾4
$БПК_{полн}$ при $t = 20°$ С	$мгO_2/л$	⩽3	⩽6	⩽3	
Повышение содержания взвешенных веществ *p*	*мг/л*	0,25	0,75	0,25	0,75
Окисляемость:					
перманганатная	*мг/л*	⩽10		Не нормируется	
бихроматная	»	⩽30		То же	
Реакция pH (пределы)	—	6,5—8,5			
Общая минерализация (по сухому веществу)	*мг/л*	1000		Не нормируется	
В том числе:					
хлориды	»	350		То же	
сульфаты	»	500		»	
По ПДК некоторых вредных веществ					
ПАВ	*мг/л*	0,5			
Фенолы	»	0,001			
Нефтепродукты	»	0,3		0,05	
Железо	»	0,5		Не нормируется	
Цинк	»	1		0,01	
Никель	»	0,1		0,01	
Медь	»	1		0,01	
Аммиак	»	2		0,05	
Аммоний	»	2		1,2	
Хром (Cr^{3+})	»	0,5		0,1	
» (Cr^{6+})	»	0,1			
Сероуглерод	»	1			
Бензол	»	0,5			
Свинец	»	0,1			
Хлор	»	0			

D — коэффициент турбулентной диффузии ($D = vH/200$, где v — скорость течения, *м/с*; H — глубина, *м*).

Если проект очистной станции разрабатывается на несколько расчетных периодов развития, то и расчет кратности разбавления определяется на эти же периоды.

Процесс самоочищения протекает нормально при наличии в воде водоема запаса растворенного кислорода, необходимого для биохимического окисления поступающих со стоками органических загрязнений. Одновременно происходят два процесса: потребление и растворение кислорода в воде водоема. Первый уменьшает, а второй увеличивает количество растворенного кислорода путем реаэрации до степени насыщения.

Потребность органического вещества в кислороде через каждые сутки выражается в процентах от начальной потребности при температуре 20° С и при константе скорости потребления кислорода $k = 0{,}1$ (табл. 6). Этому же закону подчиняется процесс растворения кислорода в воде. Кислород растворяется в воде лишь до определенного насыщающего воду объема, который зависит от температуры и давления: чем температура выше, тем растворимость кислорода меньше. В табл. 7 приведена растворимость кислорода воздуха в чистой и загрязненной воде при летней и зимней температуре и давлением 1 *кгс/см*^{2}.

Скорость растворения кислорода обратно пропорциональна степени насыщенности воды кислородом или прямо пропорциональна его недонасыщенности (дефициту D), выраженному в *мг/л*.

Расчетные формулы для определения потребления и растворения кислорода и необходимой степени очистки сточных вод, спускаемых в водоем, приведены в табл. 8—11.

При наступлении наибольшего дефицита кислорода в водоеме должен оставаться неприкосновенный запас растворенного кислорода не менее 4 *мг/л*, поэтому по формулам табл. 8 находим $БПК_{полн}$ смеси речной воды со сточной L_a и время наибольшего дефицита кислорода $t_{кр}$. При наличии двух неизвестных L_a и $t_{кр}$ оба уравнения решаются совместно. Зная величину L_a, можно получить допустимую БПК сточных вод $L_{ст}$ (табл. 11).

На основании полученной кратности разбавления сточных вод водами водоема и определения необходимой степени очистки сточных вод рассчитывают ПДК загрязнений в очищенном стоке, т. е. определяют требуемую степень очистки сточных вод. Затем производится окончательный расчет концентрации загрязнений в воде водоема после смешения ее со сточными водами, выбирается оптимальная конструкция выпуска и производится его гидравлический расчет. Места выпусков согласовываются с органами санитарного и рыбного надзора, речного судоходства.

Условия спуска сточных вод в водоемы обязательны для всех объектов канализования (независимо от ведомственной подчиненности). С органами водного и санитарного надзора согласовываются выбор и отвод площадки для нового объекта, вопросы реконструкции

Таблица 6. **Потребность органического вещества в кислороде L_t через t суток после начала процесса биохимического окисления, % [41]**

t	L_t	t	L_t	t	L_t	t	L_t
1	79,4	6	25,1	12	6,31	22	0,63
2	63,1	7	19,9	14	3,98	24	0,4
3	50,1	8	15,8	16	2,51	26	0,25
4	39,8	9	12,6	18	1,58	28	0,16
5	31,6	10	10	20	1	30	0,1

Таблица 7. **Основные показатели воды водоема, *мг/л* [41]**

Вода	Растворенный кислород		$БПК_n$	Окисляемость	Взвешенные вещества
	летом	зимой			
Очень чистая	9	13—14	0,5—1	1	1—3
Чистая	8	11—12	1,1—1,9	2	4—10
Умеренно загрязненная	6—7	9—10	2—2,9	3	11—19
Загрязненная	4—5		3—3,9	4	20—50
Грязная	2—3	0,5	4—10	5—15	51—100
Очень грязная	0		>10	>15	>100

Таблица 8. **Формулы для расчета потребления и растворения кислорода в воде водоема**

Наименование показателей	Расчетные формулы
Потребление кислорода при биохимическом окислении органического вещества	$L_t = L_a \cdot 10^{-k_1 t}$
Растворение кислорода	$D_t = D_a \cdot 10^{-k_2 t}$
$БПК_{полн}$ смеси речной воды со сточной в начальный момент	$L_a = \frac{(k_2 - k_1)(D_t - D_a \cdot 10^{-k_2 t})}{k_1 \cdot (10^{-k_1 t} - 10^{-k_2 t})}$
Дефицит кислорода	$D_t = \frac{k_1 L_a}{k_2 \cdot k_1}(10^{-k_1 t} - 10^{-k_2 t}) + D_a \cdot 10^{-k_2 t}$
Время, соответствующее минимальному содержанию кислорода в воде водоема	$t_{кр} = \frac{\lg\left\{\frac{k_2}{k_1}\left[1 - \frac{D_a (k_2 - k_1)}{k_1 L_a}\right]\right\}}{k_2 - k_1}$

Примечание. Здесь D_a — дефицит кислорода в начальный мемент (в данном случае смеси речной воды со сточной), *мг/л*; k_1 и k_2 константы скорости потребления и реаэрации кислорода при данной температуре воды (табл. 9 и 10); t — время потребления и реаэрации кислорода, *сут.*

Таблица 9. **Значения константы скорости потребления кислорода k_1 [12]**

Температура, °С	0	5	9	12	15	18	20	22	24	26	28
k_1	0,04	0,05	0,06	0,07	0,08	0,09	0,1	0,11	0,12	0,13	0,14

Таблица 10. **Значения константы скорости реаэрации (растворения) кислорода k_2 [12]**

Водоемы	Температура воды в водоеме, °С					
	5	10	15	20	25	30
Слабопроточные или непроточные	—		0,11	0,15	—	
Реки с малой скоростью течения (<0,5 *м/с*)	0,16	0,17	0,185	0,2	0,215	0,236
То же, большой (>0,5 *м/с*)	0,38	0,425	0,46	0,5	0,54	0,585
Малые реки с быстрым течением (>1 *м/с*)	—	0,684	0,74	0,8	0,865	0,935

Таблица 11. **Формулы для расчета необходимой степени очистки сточных вод**

Наименование показателей очищенных сточных вод, спускаемых в водоем	Расчетные формулы
Концентрация по взвешенным веществам m, *мг/л*	$m = p\left(\frac{\gamma Q}{q} + 1\right) + b$
То же, по БПК$_{20}$ $L_{ст}$	$L_{ст} = \frac{\gamma Q}{q}(L_a - L_р) + L_a$
То же, по БПК$_5$ $L_{ст20}$	$L_{ст20} = \frac{1}{1 - 10^{-k5}}\left[\frac{\gamma Q}{q}(L_{a5} - L_{р5}) + L_{a5}\right]$
Начальная концентрация смеси речной воды со сточной L_a в створе выпуска, *мг/л*	$L_a = (L_р\gamma Q + L_{ст}q)/(\gamma Q + q)$
Концентрация по санитарно-токсикологическим показателям $C_{ст}$, *мг/л*	$C_{ст} = \frac{\gamma Q}{q}(C_{пр.д} - C_р) + C_{пр.д}$
Температура $T_{ст}$, °С	$T_{ст} = \left(\frac{\gamma Q}{q} + 1\right)T_д + T_р$
Эффективность очистки, %:	
по взвешенным веществам	$Э = (C - m) \cdot 100/C$
по БПК$_{20}$	$Э = (L_a - L_{ст}) \cdot 100/L_a$

Примечание. Здесь p — допустимое повышение взвешенных веществ в воде водоема (см. табл 5); γ — коэффициент смешения сточных вод с водой водоема по формуле (3); Q и q — расходы воды в водоеме и сточных вод, поступающих в водоем (в одинаковом измерении); b — содержание взвешенных веществ в воде водоема до спуска сточных вод, *мг/л*; $L_р$ и $L_{р5}$ — соответственно БПК$_{20}$ и БПК$_5$ — речные воды, *мг/л*; $T_р$ — максимальная температура воды водоема до выпуска сточных вод в летнее время, °С; $T_д$ — допустимое повышение температуры воды водоема (не более чем на 3° С); $C_р$ — концентрация вредного вещества в воде водоема выше места выпуска сточных вод; $C_{пр.д}$ — ПДК загрязнения вредного вещества в воде водоема (см. табл. 5).

(расширения) или изменения технологии производства, а также проекты канализации и обезвреживания сточных вод. Критерии оценки загрязненности воды приведены в табл. 5.

Выбор и обоснование технологической схемы

Выбор и обоснование технологической схемы очистки городских сточных вод, представляющих собой смесь бытовых и производственных сточных вод многоотраслевой промышленности, зависят от количества и физико-химического состояния содержащихся в них загрязнений, а также от требований, предъявляемых к степени очистки. Определяющим фактором при выборе метода очистки сточных вод является фазовое состояние вещества. Сточная жидкость, загрязненная какими-либо примесями, является многофазной системой, в которой вода представляет внешнюю фазу, или дисперсную среду, а распределенное в ней вещество — внутреннюю, или дисперсную, фазу. Молекулярная дисперсность колеблется в пределах $1 \cdot 10^{-7} — 1 \cdot 10^{-8}$ *см*, коллоидная — $1 \cdot 10^{-5} — 1 \cdot 10^{-7}$, микроскопическая или грубодисперсная — более 1×10^{-5} *см*.

Методы очистки сточных вод зависят от степени дисперсности внутренней фазы. Грубодисперсные частицы теряют кинетическую устойчивость, изменяют характер механических примесей в воде и извлекаются методами механической очистки. Для удаления коллоидных и растворенных частиц используются более сложные биохимические и физико-химические методы очистки. Так, для удаления из воды коллоидных частиц требуется прежде всего нарушение их кинетической устойчивости и перевод в другое фазовое состояние. Это достигается изменением электрического заряда, что приводит к агрегации и агломерации частиц. Для органических соединений, поддающихся микробиальной деструкции, в аэробных и анаэробных условиях применяют биохимические методы очистки. Таким образом, под очисткой следует понимать отделение внутренней фазы (загрязнений) от дисперсной среды (воды) или перевод ее в другие безвредные соединения.

Механическая очистка производится для выделения из сточных вод нерастворенных загрязнений путем процеживания, отстаивания и фильтрования.

При механической очистке задерживается не более 60% осаждающихся взвешенных веществ. Более высокий эффект достигается путем применения различных способов интенсификации. К ним относят преаэрацию, биокоагуляцию и осветление во взвешенном слое.

Механическую очистку как самостоятельный метод применяют в тех случаях, когда освобожденную от загрязнений воду используют повторно в производстве или по местным и санитарным усло-

виям ее можно сбросить в водоем. В других случаях механическая очистка служит предварительной стадией перед биохимической.

Механический способ позволяет снизить общее количество загрязнений от первоначального на 40—50%.

Биохимические методы очистки основаны на жизнедеятельности микроорганизмов, способствующих окислению или восстановлению органических веществ, находящихся в сточной жидкости в виде тонких суспензий, коллоидов и в растворе.

Для биохимической очистки сточных вод в искусственных условиях применяются биологические фильтры и аэротенки. В этих сооружениях процесс очистки протекает более интенсивно, чем в естественных условиях. Интенсивностью процесса очистки сточных вод в том или ином сооружении определяют окислительную мощность сооружения, под которой понимается количество граммов кислорода, получаемое с 1 $м^3$ сооружения в сутки и используемое для снижения биологической потребности в кислороде сточных вод, окисления аммонийных солей до нитритов и нитратов, а также повышения содержания в сточных водах растворенного кислорода. Величина окислительной мощности для различных сооружений колеблется в широких пределах.

Биохимический метод позволяет снизить количество загрязнений на 65—95% и довести воду до кондиций технической воды, пригодной к повторному применению в техническом водоснабжении, к орошению в сельском хозяйстве или при сбросе в открытые водоемы без опасности их загрязнения.

Химические и физико-химические методы очистки применяют для очистки производственных сточных вод или их смеси с бытовыми водами. К этим методам относят: флотацию, реагентную обработку, сорбцию, десорбцию, электрохимические способы, ионный обмен, выпаривание, гиперфильтрацию, жидкофазное окисление и др. Преимуществом этих способов является то, что одновременно с очисткой удается извлечь для утилизации основную массу ценных производственных выбросов, однако эти методы отличаются высокой энергоемкостью и стоимостью.

Разработку технологических схем и компоновку очистных станций следует производить на основании норм, правил, нормативных указаний и специальных рекомендаций научно-исследовательских институтов, а также опыта эксплуатации действующих сооружений.

Большинство крупных городских очистных станций, построенных ранее, имеют двухступенчатую схему: механическая и биохимическая очистка. В связи с повышенными требованиями к степени очистки сточных вод и охране окружающей среды от загрязнения все чаще проектируются очистные станции по трехступенчатой схеме с глубокой очисткой или доочисткой биологически очищенных сточных вод. Существует много типов очистных сооружений и большое разнообразие технологических схем, используемых при двухступенчатой и трехступенчатой очистке.

При проектировании и реконструкции канализаций необходимо по возможности стремиться к централизованным схемам, к сокращению количества и увеличению мощности очистных станций, к их модернизации и укрупнению, к проектированию региональных (районных) систем канализации с крупными очистными станциями.

Эффективно решена районная схема канализации группы подмосковных городов на Щелковской биологической очистной станции

Таблица 12. **Ориентировочные размеры площадей для канализационных очистных станций, *га***

Среднесуточный расход сточных вод, тыс $м^3/сут$	Механическая очистка	Биологическая очистка		Поля орошения коммунального типа
		с биофильтрами	с аэротенками	
5	0,5—0,7	2—3	1—1,25	100—150
10	0,8—1,2	4—6	1,5—2	200—300
15	1—1,5	6—9	1,85—2,5	300—450
20	1,2—1,8	8—12	2,2—3	400—600
30	1,6—2,5	12—18	3—4,5	600—900
40	2—3,2	16—24	4—6	800—1200
50	2,5—3,8	20—30	5—7,5	1000—1500
75	3,75—5	30—45	7,5—10	1500—2250
100	5—6,25	40—60	10—12,5	2000—3000

производительностью 200 тыс. $м^3/сут$ с дальнейшим развитием до 500 тыс. $м^3/сут$. При этом ликвидированы 22 маломощные и малоэффективные очистные станции, а степень очистки сточных вод по взвешенным веществам и БПК доведена до 8—10 *мг/л*. При расширении на станции предусматривается доочистка стоков с использованием очищенных вод в техническом водоснабжении промышленных предприятий, для поливки улиц и зеленых насаждений. Такое решение позволило оздоровить густонаселенный район и защитить от загрязнения все водоемы, расположенные на данной территории.

Запроектирована общая очистная станция для Тбилиси и Рустави производительностью 1200 тыс. $м^3/сут$ и Центральная очистная станция Южного берега Крыма и Симферополя. С реконструкцией очистных станций в Донецке и Макеевке ликвидировано 9 местных очистных станций, построенных отдельными предприятиями и оказавшихся по новой планировке в пределах жилой застройки развивающихся городов.

Выбор площадки для строительства очистной станции проводят в увязке с проектом планировки и застройки города, а при наличии схемы районной планировки — в увязке с этой схемой. При этом необходимо учитывать далекую перспективу развития города, промышленный рост и размещение населения, расширение

территории города, обеспечение подъездными путями, условия водогазотеплоснабжения и электроснабжения станции.

Площадку для строительства станции очистки сточных вод следует выбирать, как правило, с подветренной стороны для господ-

Таблица 13. **Санитарно-защитные зоны для канализационных очистных сооружений, *м* (СНиП П-32-74)**

Сооружения	Расчетная производительность очистных сооружений, тыс. *м³/сут*			
	до 0,2	0,2—5	5—50	50—280
Сооружения для механической и биологической очистки с иловыми площадками для сброженных осадков, а также отдельно расположенные площадки	150	200	400	500
Сооружения для механической и биологической очистки с термомеханической обработкой осадка в закрытых помещениях	100	150	300	400
Поля:				
фильтрации	200	300	500	1000
орошения	150	200	400	1000
Биологические пруды	200		—	
Сооружения с циркуляционными окислительными каналами	150		—	
Насосные станции	15	20		30

Примечания 1. Санитарно-защитные зоны для канализационных очистных сооружений производительностью более 280 тыс *м³/сут*, а также при отступлении от принятой технологии очистки сточных вод и обработки осадка следует устанавливать по совместному решению Главного санитарно-эпидемиологического управления Министерства здравоохранения СССР и Госстроя СССР.

2 Для полей фильтрации площадью до 0,5 *га* и для сооружений механической и биологической очистки сточных вод производительностью до 50 *м³/сут* санитарно-защитные зоны следует принимать размером 100 *м*; для полей орошения коммунального типа площадью до 1 *га* — 50 *м*; для площадок подземной фильтрации пропускной способностью до 15 *м³/сут* — 15 *м*, а для аэрационных установок на «полное» окисление — 50 *м*.

3 Указанные в таблице санитарно-защитные зоны допускается сокращать на 30% при отсутствии иловых площадок на станциях производительностью более 0,2 тыс. *м³/сут*; увеличивать их можно (но не более чем в 2 раза) в случае расположения жилой застройки с подветренной стороны по отношению к очистным сооружениям, или уменьшать не более чем на 25% при наличии благоприятной розы ветров

ствующих ветров теплого периода года по отношению к жилой застройке и ниже населенного пункта по течению реки. Она должна по возможности иметь уклон, обеспечивающий самотечное движение сточной воды по сооружениям и отвод поверхностных вод, располагаться на территории, не затопляемой паводковыми водами, с низким уровнем грунтовых вод, и обеспечивать рациональное размещение сооружений на территории как на расчетный период, так и на перспективное развитие станции (табл. 12).

Санитарно-защитные зоны должны исчисляться от границ жилой зоны, участков общественных зданий и производственных зданий предприятий пищевой промышленности до границ

территории очистных сооружений с учетом их перспективного расширения.

Размеры санитарно-защитных зон для канализационных очистных сооружений следует принимать в зависимости от метода очистки сточных вод и производительности станции (табл. 13).

Разрывы между группами и отдельными сооружениями на площадках с относительно спокойным рельефом, *м* [41]

Группы одноименных сооружений	2—3
Группы разноименных сооружений (с небольшими перепадами между ними)	5—10
Группы сооружений механической и биологической очистки	15—20
Сооружения и иловые площадки с учетом обсадки их деревьями, устройствами для отвода поверхностных вод, подъездными путями и подводящими коммуникациями	25—30
Метантенки, газгольдеры и другие сооружения в зависимости от их емкости	20—50

После определения отметки выпуска сточных вод устанавливают отметку их входа и выхода из берегового колодца и определяют отметки сооружений, двигаясь против движения воды, по диктующему направлению. Одновременно учитывают рельеф местности и необходимое сочетание объемов выемок и насыпей, ориентировочные потери напора в отдельных сооружениях и коммуникациях. Отметка входа стоков на первое сооружение (решетки или песколовки) диктует условие для предварительного определения высоты подачи воды главной очистной канализационной станции или отметку подводящего коллектора.

Так как сточные воды должны последовательно пропускаться через ряд сооружений самотеком, выход их с каждого предыдущего сооружения должен быть расположен выше входа в последующее сооружение. При наличии в комплексе групп одноименных сооружений потери напора определяют по наиболее удаленному сооружению.

Генеральный план очистной станции и высотную схему сооружений составляют после детального расчета комплекса очистных сооружений.

Ориентировочные потери напора в отдельных сооружениях, *м* [41]

Механические решетки и песколовки	0,1—0,2
Решетки дробилки и аэрируемые песколовки	0,15—0,25
Жироловки, преэраторы	0,2—0,25
Отстойники:	
горизонтальные	0,2—0,4
вертикальные	0,4—0,5
радиальные	0,5—0,6
Аэротенки	0,4—0,5
Аэрофильтры высоконагружаемые	6—8
Биофильтры:	
с оросителями	2,5—3
со спринклерами	5—6
башенные	10—20
Контактные резервуары и смесители	0,15—0,3

ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКОЕ ОБОСНОВАНИЕ ПРОЕКТИРУЕМЫХ ОЧИСТНЫХ СТАНЦИЙ

Определение экономического эффекта

В процессе проектирования очистных станций возникает много вариантов по выбору рациональных технологических схем и методов очистки сточных вод, компоновки сооружений, методов и технологических схем обработки осадков, отдельных видов сооружений, оборудования и конструкций, сроков строительства и т. д.

Экономический эффект в области очистки сточных вод и обработки осадка достигается ростом производительности очистных сосружений, снижением капиталоемкости и себестоимости очистки, повышением качества очистки путем применения новых прогрессивных технологических схем, интенсификацией работы отдельных очистных сооружений и внедрением новой техники.

Экономический эффект определяют путем сравнения капитальных вложений K (единовременные затраты), к которым относят затраты на основные фонды (здания, сооружения и оборудование), и годовых эксплуатационных затрат $C_э$ (текущие затраты). Для расчетов сравнительной экономической эффективности применяют показатель приведенных затрат $П$ — сумму текущих и единовременных затрат, приведенных к годовой размерности в соответствии с установленными коэффициентами эффективности

$$П = C_э + E_н K, \tag{5}$$

где $E_н$ — нормативный коэффициент эффективности капитальных вложений, равный $\frac{1}{\tau}$ и принимаемый 0,12; τ — нормативный срок окупаемости капитальных вложений, годы.

Показатели $C_э$ и K можно рассчитывать как в полной сумме капитальных вложений и годовых эксплуатационных затрат, так и в виде удельных капиталовложений $c_у$ и себестоимости очистки (эксплуатационные затраты, отнесенные к 1 $м^3$ воды)

$$c_у = C_э / Q_{год}. \tag{6}$$

Критерием сравнительной экономической эффективности является минимум приведенных затрат.

Годовой экономический эффект $Э$, получаемый в результате замены одного варианта другим, определяют как разность приведенных затрат по двум вариантам $П_1$ и $П_2$

$$Э = (П_1 - П_2) Q_{год}, \tag{7}$$

где Q — годовой объем сточных вод, если приведенные затраты определились по удельным показателям капиталовложений или себестоимости очистки $Q_{год} = 365 \cdot Q_{ср.сут}$.

Для сравнения вариантов капитальных вложений, осуществляемых в разные сроки (например, сооружения возводятся очередями

или текущие затраты изменяются во времени), пользуются коэффициентом приведения

$$B = 1/(1 + E_{\text{н.пр}})^t = 1/(1 + 0{,}08)^t, \qquad (8)$$

где $E_{\text{н.пр}}$ — норматив для приведения разновременных затрат, равный 0,08; t — период приведения, равный разности между годом, в котором осуществляются затраты, и годом, к которому они приводятся (табл. 14).

Таблица 14. **Коэффициенты приведения затрат будущих лет B к началу базисного года [23]**

t	$B=\frac{1}{(1+0{,}08)^t}$	t	$B=\frac{1}{(1+0{,}08)^t}$	t	$B=\frac{1}{(1+0{,}08)^t}$
1	0,926	8	0,54	25	0,146
2	0,858	9	0,5	30	0,099
3	0,794	10	0,463	35	0,068
4	0,735	12	0,397	40	0,046
5	0,681	15	0,315	45	0,031
6	0,63	18	0,25	50	0,021
7	0,583	20	0,215		

При сравнении очистных сооружений с различными сроками службы нужно учитывать количество повторных затрат на замену менее долговечной техники за период срока службы более долговечной, а также возможное изменение расходов на капитальные и текущие ремонты. Общие приведенные затраты учитывают по формуле

$$K_{\text{пр}} = K_1 + \frac{K_1}{(1 + E_{\text{н.пр}})^T} + \frac{K_1}{(1 + E_{\text{н.пр}})^{2T}} + \cdots + \frac{K_1}{(1 + F_{\text{н.пр}})^{n(T-1)}}$$

или

$$K_{\text{пр}} = K_1 + K_2B_1 + K_3B_2 + K_4B_3 + \cdots + K_nB_{n-1}, \qquad (9)$$

где k_1 — затраты на создание менее долговечной техники; T — срок службы менее долговечной техники.

При сокращении сроков строительства, а также при улучшении качества очистки стоков следует также определять дополнительный экономический эффект.

Анализ капитальных вложений и эксплуатационных затрат

В составе показателя капитальных вложений K учитываются затраты на строительно-монтажные работы, на приобретение или изготовление необходимого оборудования. Если эталоном является проектное решение, K определяют по предлагаемому варианту путем составления сметы, если же эталоном является осуществленное решение, — по балансовой стоимости. Если сравниваются вариан-

ты, представленные схематично, для определения K составляют сметно-финансовый расчет.

Величину эксплуатационных затрат $C_э$ определяют суммированием расходов по каждому элементу затрат, вычисленному прямым расчетом по следующим основным статьям: материалы (реагенты растворители и др.), заработная плата, электроэнергия и тепловая энергия, амортизационные отчисления, текущий ремонт, цеховые и прочие расходы.

Определение годовых затрат на материалы производят отдельно для каждого вида материала по формуле (*т/год*)

$$P = Q_{год} D_м / 1000 \cdot a. \tag{10}$$

Общие затраты на все материалы M определяют по формуле (*руб/год*)

$$M = \sum_{1}^{n} PS. \tag{11}$$

Здесь P — расход реагентов за год (определяется в технологической части проекта); $Q_{год}$ — количество очищенных сточных вод в год, $м^3$; $D_м$ — средневзвешенная доза химически чистого реагента на 1 $м^3$ стоков, *г*; a — содержание основного вещества в товарном реагенте, %; S — стоимость 1 $т$ материала (франко-склад очистной станции), руб; n — количество применяемых материалов.

З а р а б о т н а я п л а т а принимается для производственного персонала (рабочих, ИТР, служащих и МОП) со всеми видами доплат и премий. Численность персонала и тарифные ставки принимаются по штатному расписанию или данным Союзводоканалпроекта [23]. Дополнительная заработная плата сверх сумм, начисленных за отработанное время, составляет в среднем 8% от основной зарплаты. Отчисления на социальное страхование на очистных станциях аэрации принимаются 6,6% от суммы основной и дополнительной зарплаты.

Э л е к т р о э н е р г и я, потребляемая электродвигателями насосов, компрессоров, воздуходувок, определяется в технологической части проекта, рассчитывается по тарифам энергосистемы, снабжающей предприятие энергией. Если общая присоединенная мощность электродвигателей и трансформаторов меньше или равна 100 *квт*, потребляемая энергия оплачивается по однопоставочному тарифу (по счетчику). Если оплачиваемая мощность электродвигателей и трансформаторов превышает 100 *квт*, потребляемая электроэнергия оплачивается по двухставочному тарифу: за присоединенную (установочную) мощность электродвигателей и трансформаторов (независимо от количества потребляемой электроэнергии) и потребленную электроэнергию (по счетчику). Электродвигатели и трансформаторы высокого напряжения оплачиваются по их суммарной мощности.

Годовой расход электроэнергии, потребляемой электронасосом A_1, определяется по формуле , *квт·ч*

$$A_1 = q_{\text{ср.с}} HT/102\eta_1\eta_2, \tag{12}$$

где $q_{\text{ср.с}}$ — среднее количество сточных вод (производительность насоса с коэффициентом 0,85), *л/с*; H — высота подъема воды, *м*; T — количество часов работы в году; η_1 — к. п. д. насоса, определяемый по каталогу при заданном режиме его работы; η_2 — к. п. д. электродвигателя, принимаемый равным 0,9.

Расход электроэнергии, потребляемой электродвигателями у компрессоров и других механизмов, A_2 определяют по их мощности N, по каталогам и числу часов работы в течение года T

$$A_2 = NT. \tag{13}$$

Годовая плата за потребленную электроэнергию $Э'$ по очистной станции определяется по формуле

$$Э' = (A_1 + A_2 + A_3 + \cdots + A_n)\, a'/100, \tag{14}$$

где a' — тариф за 1 *квт · ч* электроэнергии по прейскуранту Минэнерго 09—01.

Оплачиваемая мощность электродвигателя высокого напряжения (более 200 *квт*) определяется по формуле

$$N_э = \Sigma N k_1/\eta \cos\varphi, \tag{15}$$

где $\Sigma N k_1$ — суммарная мощность электродвигателей высокого напряжения, *квт*; k_1 — коэффициент, учитывающий фактически потребляемую мощность и принимаемый равным 1,1; η — к. п. д. электродвигателя, принимаемый равным 0,9; $\cos\varphi$ — показатель коэффициента мощности, характеризующий полезно использованную электроэнергию (в среднем равен 0,9).

Оплачиваемая мощность трансформаторов $N_{\text{тр}}$ определяется по формуле

$$N_{\text{тр}} = \Sigma N k_1 k_2/\cos\varphi, \tag{16}$$

где $\Sigma N k_1$ — суммарная мощность всех рабочих электродвигателей низкого напряжения; k_1 — коэффициент, учитывающий трансформаторный резерв и принимаемый равным 1,5; k_2 — коэффициент, учитывающий электроосветительную нагрузку и принимаемый равным 1,05.

Общая плата за присоединенную (установленную) мощность электродвигателей высокого напряжения $N_э$ и трансформаторов $N_{\text{тр}}$ определяется по формуле

$$Э'' = (N_э + N_{\text{тр}})\, a'', \tag{17}$$

где a'' — тариф на 1 *квт* установленной мощности электроснабжающей системы по прейскуранту Минэнерго 09—01.

Ориентировочно для укрупненных расчетов затраты на электроэнергию для очистки сточных вод составляют 25—30% общей суммы эксплуатационных затрат.

Затраты на топливо, воду, пар и сжатый воздух, используемые на технологические нужды, определяют по их себестоимости, установленной по данной очистной станции или по действующим тарифам исходя из норм расхода или фактических данных.

Амортизационные отчисления $A_{от}$ принимаются в процентах от суммы капиталовложений (сметной или балансовой стоимости основных фондов) и предусматриваются на полное восстановление основных фондов; для зданий и сооружений канализаций — 6%; для оборудования — 12%; для трубопроводов и сетей канализации — 4% *.

Затраты на текущий ремонт зданий, сооружений и оборудования рекомендуется принимать в размере 1% стоимости и сооружений очистной станции, обурудования и сетей или ориентировочно до 50% от величины отчислений на капитальный ремонт [23].

Цеховые расходы определяются прямым счетом. Они состоят из расходов на содержание административно-управленческого персонала, расходов на энергетические ресурсы, (электроосвещение, топливо, воду, пар, расходуемые на хозяйственные нужды), затраты на содержание лабораторий, складов и др.

Прочие расходы n могут учитываться ориентировочно в размере 5—6% от общей суммы эксплуатационных расходов без учета амортизационных отчислений. К прочим расходам относят износ и ремонт малоценных и быстроизнашивающихся инструментов, приспособлений, хозяйственного инвентаря, расходы на технику безопасности и охрану труда, затраты на услуги сторонних организаций, разъезды, командировки, а также другие неучтенные расходы.

В некоторых случаях расходы на текущий ремонт и цеховые расходы объединяют с прочими расходами в одну статью — накладные расходы. Укрупненно накладные расходы принимают равными 20—25% общей суммы эксплуатационных затрат.

Сумма годовых эксплуатационных затрат $C_э$ складывается из прямых эксплуатационных расходов, а также амортизационных отчислений и прочих расходов, которые сводят в формулу

$$C_э = \Sigma M + ЗП + Э'' + A_{от} + \cdots + n. \qquad (18)$$

Экономическое сравнение вариантов

В процессе проектирования очистной станции или отдельных сооружений составляют несколько возможных вариантов, сравнивают их строительную стоимость и эксплуатационные затраты на очистку воды и обработку осадка и выбирают наиболее экономичный. Экономическое сравнение вариантов производят по приведенным затратам; разность приведенных затрат по двум или нескольким вариантам дает величину годового экономического эффекта.

* Нормы амортизационных отчислений от отдельных сооружений утверждены постановлением Совета Министров СССР от 14 марта 1974 г. № 183.

Пример. 1. Определить экономически эффективный вариант очистки сточных вод: биохимической в аэротенках-смесителях без регенераторов ила (существующий — вариант I) и с отдельно стоящими регенераторами ила (предлагаемый — вариант II). Оба варианта имеют одинаковую производительность.

На основании исследований установлено, что в аэротенке с регенератором по сравнению с аэротенком-смесителем без регенераторов расход воздуха меньше на 45%, а длительность аэрации в 2 раза меньше, удельная скорость окисления в 2,5 раза выше. Это позволяет увеличить нагрузку на активный ил в 2,5 раза, увеличить нагрузку по БПК на единицу объема сооружений и уменьшить его размеры (табл. 15).

Объемы первичного и вторичного отстойников по 850 $м^3$ принимаем типовыми на 2-часовое отстаивание. Объем аэротенка-смесителя выбираем на период аэрации 14 $ч$ — 6000 $м^3$. По второму варианту выбираем аэротенк на 1500 $м^3$ на период аэрации 7 $ч$ и регенератор объемом 1000 $м^3$.

Капитальные затраты по обоим вариантам определяем по укрупненным технико-экономическим показателям систем водоснабжения и канализации, разработанным Союзводоканалпроектом. Капиталовложения по варианту I составляют 530 тыс. руб., варианту II — 407,68 тыс. руб.

Определение эксплуатационных затрат $С_э$ производится по отдельным статьям в соответствии с рекомендациями и данными типовых проектов станции биологической очистки соответствующей производительности. Зарплату производственно-эксплуатационного персонала со всеми начислениями принимают согласно расчету по варианту I 32, 23 тыс. руб., а по варианту II — 33, 23 тыс. руб. Затраты на электроэнергию, амортизационные отчисления и накладные расходы сведены в таблицы 16—18. Затем сравниваются все годовые эксплуатационные затраты по каждому варианту (табл. 19).

После расчета технико-экономических показателей $С_э$ и $К$ по двум вариантам определяют приведенные затраты (табл. 20):

$$П_I = С_{эI} + Е_н К_I = 164{,}98 + 0{,}12 \cdot 530 = 227{,}6 \text{ тыс. руб.};$$

$$П_{II} = С_{эII} + Е_н К_{II} = 136{,}78 + 0{,}12 \cdot 407{,}68 = 185{,}78 \text{ тыс. руб.}$$

Минимальные приведенные затраты обеспечивают второй вариант схемы очистки. Годовой экономический эффект в пользу второго варианта составляет

$$Э = П_I - П_{II} = 227{,}6 - 185{,}78 = 41{,}82 \text{ тыс. руб.}$$

Пример 2. Требуется выбрать вариант строительства очистной станции из двух предложенных. Срок строительства 4 года. Капиталовложения по варианту I составляют 1 млн. руб. (с распределением по годам: 200, 200, 300 и 300 тыс. руб.), по варианту II — 1200 тыс. руб. (с распределением по годам: 250, 250, 350, 350 тыс. руб.). Годовые эксплуатационные затраты по варианту I — 350 тыс. руб., по варианту II — 280 тыс. руб. Нормативный коэффициент эффективности капиталовложений $Е_н = 0{,}12$, а для приведения разновременных затрат $Е_{н.пр} = 0{,}08$.

Капиталовложения по годам приводим к началу строительства. Коэффициенты приведения $В$ принимаем по табл. 14:

$$К_{пр} = К_1 + К_2 В_1 + К_3 В_2 + К_4 В_3;$$

$$К_{прI} = 200 + 200 \cdot 0{,}926 + 300 \cdot 0{,}858 + 300 \cdot 0{,}794 = 881 \text{ тыс. руб.}$$

$$К_{прII} = 250 + 250 \cdot 0{,}926 + 350 \cdot 0{,}858 + 350 \cdot 0{,}794 = 1060 \text{ тыс. руб.}$$

Годовые эксплуатационные затраты, приведенные к первому году строительства, $С_{пр} = С_э В_4$:

$$С_{пр.I} = С_э \cdot В_4 = 350 \cdot 0{,}735 = 350 : 1{,}084^4 = 259 \text{ тыс. руб.}$$

$$С_{пр.II} = 280 \cdot 0{,}735 = 280 : 1{,}084^4 = 207{,}2 \text{ тыс. руб.}$$

Таблица 15. **Основные технологические параметры режима работы и объемы сравниваемых очистных сооружений**

Наименование показателей	Единица измерения	Вариант	
		без регенераторов	с регенераторами
Количество сточных вод:			
в год	млн. $м^3$	3,65	
в сутки	$м^3/сут$	10 000	
в час	$м^3/ч$	416,67	
$БПК_{полн}$ поступающих вод	$мг/л$	760	
$БПК_{полн}$ очищенных вод	»	15	
Окислительная мощность	$г/м^3$	1300	3500
Период аэрация	$ч$	14	7
Расход воздуха	$м^3/м^3$	36	25
Количество избыточного ила	%	12	
Влажность избыточного ила	%	97	
Объем:			
отстойника первичного	$м^3$	850	
аэротенка	»	6000	1500
регенератора	»	—	1000

Таблица 16. **Затраты на электроэнергию**

Наименование показателей	Единица измерения	Вариант	
		I	II
Производительность станции	$млн.\ м^3/год$	3,65	
Мощность оборудования — всего	$квт$	414	254
В том числе:			
воздуходувки	»	400	240
насосы для перекачки возвратного и избыточного ила	»	3	
оборудование для метантенков	»	6	
прочее оборудование	»	5	
Расход потребляемой электроэнергии	тыс. $квт.\ ч/год$	3188,95	1927,55
Установленная мощность (электродвигателей и трансформаторов)	$квт$	620,5	383
Стоимость потребляемой электроэнергии	тыс. руб./год	25,52	15,42
Стоимость установленной мощности	То же	13,65	8,43
Всего затрат	»	39,17	23,85

Таблица 17. **Амортизационные отчисления**

Основные фонды	Вариант					
	I			II		
	K, тыс руб.	амортизация		K, тыс. руб.	амортизация	
		%	тыс. руб.		%	тыс. руб
Здания и сооружения	576,26	6	34,58	486,2	6	29,17
Оборудование	124,51	12	14,95	99,68	12	11,96
Сети	8,12	4	0,33	6,83	4	0,27
Всего			49,86			41,4

Таблица 18. **Накладные расходы, тыс. руб.**

Статья расходов	Вариант	
	I	II
Содержание административно-технического персонала	14,34	
Текущий ремонт — всего	17,6	14,65
В том числе:		
на сооружения	12,68	10,7
на оборудования	4,73	3,79
на сети	0,19	0,16
Содержание оборудования	3,74	2,99
Расходы по оплате труда, техники безопасности и т. п.	3,36	
Внепроизводственные расходы	3,68	2,96
Всего	42,72	38,30

Таблица 19. **Эксплуатационные затраты $C_э$, тыс. руб.**

Статья расходов	Вариант	
	I	II
Зарплата производственно-эксплуатационного персонала с начислениями	32,23	33,23
Энергозатраты	39,17	23,85
Амортизационные отчисления	49,86	41,4
Накладные расходы	42,72	38,3
Всего	164,98	136,78

Таблица 20. **Основные технико-экономические показатели**

Наименование показателей	Единица измерения	Вариант	
		I	II
Производительность станции	млн. *м³/год*	3,65	3,65
Капитальные вложения	тыс. руб.	530	407,68
Годовые эксплуатационные затраты	»	164,98	136,78
Себестоимость очистки 1 *м³* сточной воды	*руб/м³*	0,045	0,037
Приведенные затраты	тыс. руб./год	227,6	185,78
Годовой экономический эффект	тыс. руб.	—	41,82

Приведенные затраты составляют:

$$П_I = C_э + E_н K_I = 259 + 0{,}12 \cdot 881 = 364{,}7 \text{ тыс. руб.}$$

$$П_{II} = C_э + E_н K_{II} = 207{,}2 + 0{,}12 \cdot 1060 = 334{,}5 \text{ тыс. руб.}$$

Годовой экономический эффект

$$Э = П_I - П_{II} = 364{,}7 - 334{,}4 = 30{,}3 \text{ тыс. руб.}$$

Таким образом, вариант II оказался экономичнее варианта I.

Выбор оптимальных вариантов очистки сточных вод выполняют также с применением метода динамического программирования (см. раздел 5).

Раздел 2
МЕХАНИЧЕСКАЯ ОЧИСТКА

СРЕДСТВА ДЛЯ ЗАДЕРЖАНИЯ И ДРОБЛЕНИЯ КРУПНЫХ ОТБРОСОВ, СОДЕРЖАЩИХСЯ В СТОЧНЫХ ВОДАХ

Общая характеристика

Сточные воды городской канализации содержат большое количество крупных отбросов самого различного состава: кухонные, древесные, текстиль, бумага, пробки и т. д.

Количество отбросов, задерживаемых на решетках, зависит от вида сточных вод и ширины прозоров решетки. Для бытовых сточных вод при механической очистке решеток количество задерживаемых на решетках отбросов на одного жителя, обслуживаемого канализацией, принимают: при ширине прозоров 16 *мм* — 6 *л/год;* при ширине 20 *мм* — 5 *л/год*. При подаче сточных вод на очистные сооружения насосной станцией, имеющей решетки с прозорами более 30 *мм*, количество отбросов уменьшается на 30—40%.

Количество отбросов, приходящихся на единицу сточной жидкости, подвержено резким колебаниям в зависимости от соотношения количества хозяйственно-фекальных вод и промышленных стоков, расхода воды на душу населения, времени года, схемы канализирования и качества эксплуатации системы. В условиях крупных городов с развитой промышленностью количество отбросов, содержащихся в сточной жидкости, приближенно можно принять 90—100 *л* на 1000 $м^3$. Морфологический состав отбросов ориентировочно может быть принят следующий [12]: текстиль, бумага — 91; древесные и кухонные отбросы — 3,5; другие — 5,5 %.

В городах, где в канализацию сплавляется домовой мусор, состав и количество крупных отбросов, содержащихся в сточной жидкости, значительно отличается, как по морфологии, так и по количеству. В них содержится до 20—30% кухонных отбросов, до 20—25% вторичного сырья.

Состав и количество крупных отбросов зависит также и от времени года. Так, в летний период года, когда потребляется большое количество овощей и фруктов, количество отбросов возрастает, преобладают отбросы органического происхождения. В зимний период при сплаве снега в канализацию часто наблюдается увеличение крупных примесей минерального происхождения: камни и другие твердые предметы (хотя по правилам снегосплава допускается сплав только чистого, свежевыпавшего снега).

Как правило, крупные отбросы, содержащиеся в сточной жидкости, задерживаются и перерабатываются на очистных сооружениях,

так как установка решеток в насосных станциях преследует лишь цель предохранить насосы от засорения и повреждения. Даже специальные канализационные насосы не могут перекачивать вместе с жидкостью предметы, размеры которых превосходят размеры проходов в колесе и корпусе насосов. Опасность засорения не исключена даже при очень крупных насосах, так как отбросы часто приходят на станцию в виде компактных, «свалявшихся» масс большого объема.

Влажность отбросов принимается 80%, зольность 7—8%, объемный вес — 750 *кг/м*^{3}, коэффициент часовой неравномерности поступления отбросов — 2.

Ликвидация отбросов с решеток может осуществляться следующими способами: почвенной минерализации, сжиганием, дроблением и совместной обработкой с осадком сточных вод.

Почвенная минерализация — надежный способ ликвидации отбросов, однако для этого требуются специальные земельные участки (1 *га* на 200—400 *т* отбросов). Сжигание отбросов более эффективно. Его можно осуществлять как с предварительной подготовкой, так и без нее. Предварительное прессование отбросов, например, позволяет при понижении влажности с 80—85% до 60—70% уменьшить объем отбросов в два раза и значительно увеличить эффект сжигания. Дробление отбросов и последующая совместная обработка с осадком сточных вод — наиболее распространенный способ.

Грабельные решетки

В отечественной практике на насосных станциях и канализационных очистных сооружениях применяют стационарные решетки с ручной очисткой, решетки с механическими граблями, наклонные с очисткой спереди либо с очисткой сзади, решетки с исполнительным механизмом вне сточной жидкости.

Таблица 21. **Техническая характеристика решеток типа МГ и РММВ**

Марка	Размеры канала перед решеткой, *мм*		Площадь прохода решетки, *м*^{2}	Производительность по воде, тыс. *м*^{3}/*сут*	Ширина решетки B_1	Радиус от шарнира до низа решетки	Вес, *кг*
	B	*H*					
РММВ-100	1000		0,3	26	—		1690
МГ 9Т	1000	1200	0,38	33	1425	2050	1320
МГ 7Т	800	1400	0,39	35	1338	2100	1000
МГ 11Т	1000	1600	0,57	50	1520	2425	1500
МГ 10Т	1000		0,74	65	1580	2550	1800
МГ 8Т	1400	2000	1,25	110	1955	2550	1657
МГ 12Т	1600		1,5	130	2175	2850	1870
МГ 6Т	2000		1,9	165	2675	2850	1951
МГ 5Т	2000	3000	2,1	185	2175	3810	2690

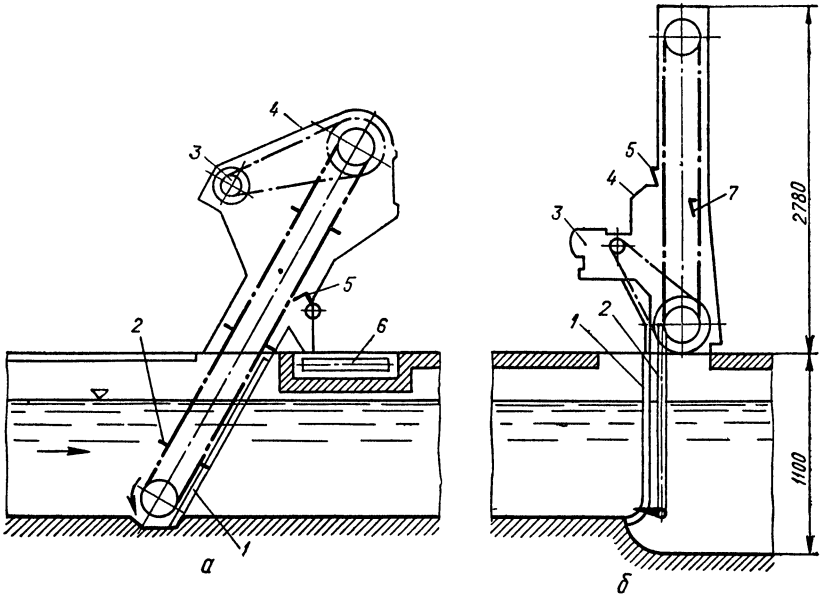


Рис. 1. Грабельные механизированные решетки:
а — наклонная типа МГТ; *б* — вертикальная; *1* — решетка; *2* — граблина; *3* — привод механических грабель; *4* — корпус; *5* — сбрасыватель отбросов; *6* — ленточный транспортер; *7* — направляющая граблины.

Решетки с ручной очисткой допускается устанавливать при количестве отбросов до 0,1 *м³/сут*.

Наибольшее распространение получили решетки механические наклонные с очисткой спереди типа МГТ (рис. 1, *а*). Они выпускаются отечественными заводами девяти типоразмеров (табл. 21).

Таблица 22. **Техническая характеристика решеток типа РМВ 600×8000**

Ширина прозоров	Площадь прохода решетки, *м²*	Производительность по воде, в тыс. *м³/сут*	Масса, *кг*
16	0,2	17	610
40	0,25	20	570
60	0,27	23	555

Решетки с исполнительным механизмом вне сточной жидкости могут быть вертикальные и наклонные (рис. 1, *б*). Серийно изготавливаются вертикальные решетки типа РМВ, разработанные МосводоканалНИИпроектом (табл. 22).

Исходными данными для расчета решеток являются максимальный расход сточных вод и скорость движения жидкости в прозорах решеток. При одной или двух рабочих решетках рекомендуется принимать скорость движения жидкости в прозорах равной 0,6 *м/с*, при трех — 0,8 *м/с*, при четырех — 0,9 *м/с*.

Необходимая площадь живого сечения рабочих решеток определяется по формуле, $м^2$

$$F_{сум} = q_{макс}/v, \qquad (19)$$

где $q_{макс}$ — максимальный расход жидкости, $м^3/с$; v — скорость движения жидкости в прозорах, $м/с$.

Задавшись числом рабочих решеток, определяют необходимую площадь живого сечения одной решетки

$$F = F_{сум}/n. \qquad (20)$$

Потерю напора в решетке определяют по формуле, *мм*

$$h_р = \beta \left(\frac{\delta}{b}\right)^{4/3} \frac{v^2}{2g} k, \qquad (21)$$

где β — коэффициент, зависящий от формы стержней решетки и принимаемый для круглых стержней 1,79, а для прямоугольных — 2,42; δ — толщина стержня решетки, *мм*; b — ширина прозора решетки, *мм*; k — коэффициент засорения решетки, принимаемый равным 3.

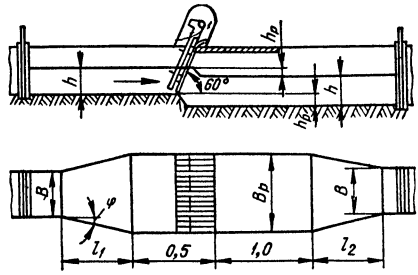


Рис. 2. Схема установки решетки в канале.

Так как решетка стесняет живое сечение потока, канал в месте установки решетки должен быть расширен; при этом для предупреждения вихреобразования необходимо обеспечить плавное расширение — угол изменения направления стенок не должен превышать 20° (рис. 2).

Решетки в составе очистных сооружений должны устраиваться как при самотечном, так и при напорном поступлении сточных

Таблица 23. **Технические характеристики молотковых дробилок**

Производительность, *кг/ч*	Мощность электродвигателя, *квт*	Размеры разгрузочного отверстия, *мм*		Расход воды, $м^3/ч$	Вес, *кг*
		ширина	длина		
300—600	20	230	300	2,5—5	437
1000	55; 75	400	524	6—8	2000
2000	100	400	700	18	2370

вод. Ширину прозоров решеток рекомендуется принимать 16 *мм*. На очистных станциях производительностью более 50000 $м^3/сут$ допускается установка решеток в отдельном здании. Расстояния между установленным оборудованием должны обеспечить проходы не менее 1,2 *м*, а перед фронтом решеток — не менее 2,5 *м*. Для возможности отключения в каналах до и после решеток устанавливают щитовые затворы.

При применении механизированных решеток, как правило, предусматривается установка дробилок для измельчения отбросов

с последующей подачей измельченной массы в сточную воду перед решеткой. Дробленые отбросы допускается перекачивать непосредственно в метантенки.

Чаще всего для дробления извлеченных из сточной жидкости отбросов применяют дробилки молоткового типа (табл. 23). Разработаны два типоразмера дробилок типа Д-3, предназначенных к установке на станциях производительностью до 10 тыс. и 100—120 тыс. *м³/сут*. Производительносвть этих дробилок 300—600 *кг/ч*. Изготавливаются также дробилки производительностью 1000 и 2000 *кг/ч*, рекомендуемые для средних и крупных канализационных насосных станций и очистных сооружений.

Решетки-дробилки

Задержание и измельчение крупных отбросов, содержащихся в сточной жидкости, способом подводного измельчения осуществляется при помощи решеток-дробилок. Эта технологическая схема отличается компактностью, возможностью полной автоматизации процесса и более благоприятными санитарными условиями, так как

Таблица 24. **Техническая характеристика комбинированных решеток-дробилок**

Марка	Производительность, *м³/ч*	Размеры решетки, *мм*	Ширина щели, *мм*	Суммарная площадь щелей, *см²*	Мощность, *квт*	Вес, *кг*
РД-200	60,90	180 (диаметр)	8	190	0,6	320
РД-600	2000	635 »	10	450	1	1800
КРД	2000	760 »		8350	4,6	750
РРД-1	3000	1400×900		9600	17,6	2635
РРД-2	6000	2×1400×900	16	19 200	18,2	3500
ВРД-1	3000—4000	1024×1640		7000	14,5	2430
ВРД-2	3500—5000	1024×2040		9000	16	1880

практически полностью исключается контакт обслуживающего персонала с отбросами.

В зарубежной практике применяются решетки-дробилки самых различных типов: комминуторы, кондукс-комминуторы, барминуторы, измельчители [56]. В отечественной практике в последние годы нашли применение комбинированные решетки-дробилки РД-600 и РД-200 конструкции МосводоканалНИИпроекта и решетки-дробилки КРД, РРД и ВРД конструкции НИКТИ ГХ МЖКХ УССР.

Принцип действия комбинированных решеток-дробилок типа РД (табл. 24) заключается в том, что сточная жидкость пропускается через вращающийся барабан со щелевыми отверстиями с установленными на нем режущими элементами, взаимодействие которых с трепальным гребнем, закрепленным на

неподвижном корпусе агрегата, приводит к измельчению задержанных на барабане крупных отбросов. Размельченные отбросы вместе с потоком жидкости проходят сквозь щелевые отверстия внутрь барабана и затем выходят из решетки-дробилки.

Комбинированные решетки-дробилки РД-200 имеют корпус закрытого исполнения и устанавливаются на подводящем трубопроводе. Решетки-дробилки РД-600 открытого исполнения (рис. 3). Они могут устанавливаться по двум схемам: на открытом самотечном канале с изливом сточной жидкости через специальный сифон в отводящий канал; в специальной камере за подводящим трубопроводом со свободным изливом сточной жидкости в приемный резервуар.

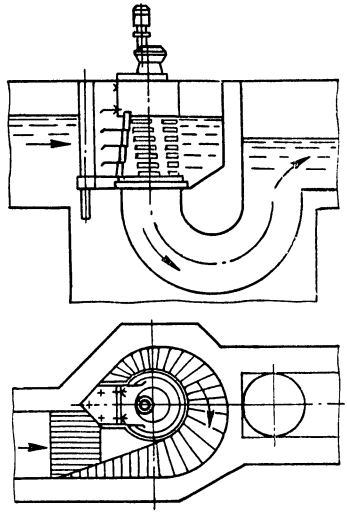


Рис. 3. Комбинированная решетка-дробилка РД-600.

Круглая решетка-дробилка КРД конструкции НИКТИ ГХ (см. табл. 24) представляет собой компактный агрегат, основными элементами которого являются круглая решетка, дробильный барабан и трепальный гребень, смонтированные на раме (рис. 4). Привод решетки и дробильного барабана установлен на плите, которая при помощи гильз сочленяется с рамой решетки-дробилки. Дробильный барабан представляет собой толстостенную трубу с установленными на ней резцами и режущими планками. Решетка выполнена также в виде барабана с горизонтально расположенными прозорами шириной 16 *мм*.

Поступающая сточная жидкость, пройдя через внутреннюю полость решетки, поступает в отводящий лоток; отбросы задерживаются на решетке и потоком прижимаются к поверхности. Вращаясь, решетка подает отбросы к дробильному барабану, который при помощи резцов снимает отбросы с решетки и подает их на трепальный гребень. Измельченные отбросы, увлекаемые потоком, проходят через круглую решетку и движутся с потоком жидкости по отводящему каналу.

Круглые решетки-дробилки КРД по габаритам и производительности близки к РД-600 и рекомендуются к установке в грабельных помещениях насосных станций, выполненных по типовым проектам 902-1-33 и 902-1-34, взамен РД-600.

Радиальная решетка-дробилка РРД (см. табл. 24) отличается от решеток-дробилок типа РД и КРД тем, что измельчение отбросов, задержанных на решетке, основано на принципе истирания. Агрегат состоит из двух взаимосвязанных узлов — радиальной решетки с граблиной и дробилки (рис. 5).

Радиальная решетка выполнена из круглых стержней, расположенных горизонтально, с прозорами шириной 16 *мм*. Стержни закреплены на трех опорных стойках. Над решеткой на стенках кана-

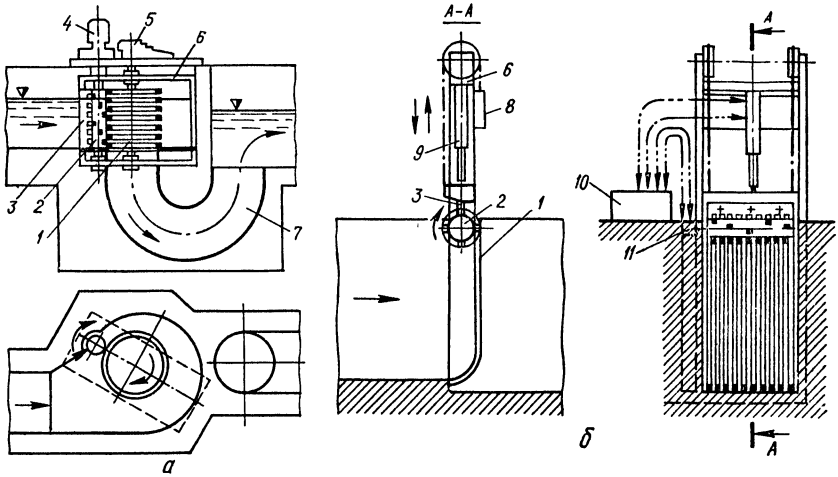


Рис. 4. Принципиальные схемы решеток-дробилок:
а — типа КРД; *б* — типа ВРД; *1* — решетка; *2* — дробильный барабан с резцами; *3* — трепальный гребень; *4* — привод барабана; *5* — привод решетки; *6* — рама; *7* — отводящий сифон; *8* — противовес; *9* — гидропоршень; *10* — масляная насосная станция; *11* — гидропривод.

ла устанавливается площадка, на которой смонтирован привод вращающейся граблины. Граблина консольно закреплена на выходном валу привода. Ось вращения граблины совмещена с осью решетки. При вращении граблины ее зубья входят в прозоры решетки, соскребают отбросы, задержанные на решетке, и подают их к дробилке.

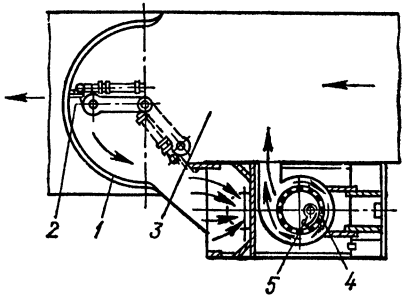


Рис. 5. Радиальная решетка-дробилка типа РРД-1:
1 — решетка радиальная; *2* — граблина; *3* — канал; *4* — корпус дробилки; *5* — дробильный молот.

Дробилка состоит из корпуса, дробильного механизма и механизма поворота. Корпус имеет три отсека — основной, в котором установлен дробильный механизм, приемный и нижний.

По мере накопления отбросов в приемном отсеке по заданной программе автоматически включается дробилка. За счет вращения молота, имеющего форму рабочей лопатки насоса, создается разрежение в центре улиткообразного корпуса дробильного механизма, и накопившиеся отбросы вместе со сточной жидкостью через нижний отсек поступают в дробильную решетку. Здесь

при помощи молота отбросы измельчаются, в измельченном виде попадают через дробильную решетку в корпус и вместе со сточной жидкостью выбрасываются в канал.

Решетка-дробилка типа РРД выпускается двух типов: РРД-1 и РРД-2. РРД-2 отличается от РРД-1 тем, что в комплект агрегата входят две решетки с граблинами правого и левого вращения. Дробилка, входящая в комплект агрегата РРД-2, имеет два отражательных щитка.

Таблица 25. **Предпочтительные типоразмеры решеток-дробилок**

Производительность, тыс. $м^3/сут$	Тип решетки-дробилки					Производительность, тыс. $м^3/сут$	Тип решетки-дробилки				
	КРД	РРД-1	РРД-2	ВРД-1	ВРД-2		КРД	РРД-1	РРД-2	ВРД-1	ВРД-2
17	—	—	—	—	—	100	3	2	1	2	**1**
25	1	—	—	—	—	130	**4**	**3**	1	1	—
32	1	1	—	—	—	160	4	3	**2**	2	—
40	**2**	1	—	**1**	—	175	—	3	2	**3**	—
50	2	1	—	1	—	220	—	4	2	3	2
64	2	**2**	**1**	1	—	280	—	4	**3**	**4**	**3**
80	**3**	2	1	**2**	—						

Примечание. Предпочтительный тип и количество решеток-дробилок выделены жирным шрифтом.

При необходимости дробилка решетки-дробилки типа РРД может быть использована в сочетании с грабильными решетками другого типа.

Вертикальные решетки-дробилки разработаны двух типов: ВРД-1 и ВРД-2 (см. табл. 24). На дробильном барабане, перемещающемся по вертикальной решетке, установлены резцы, которые входят в прозоры решетки и при вращении барабана и поступательном движении снимают отбросы с решетки. Снятые отбросы транспортируются к трепальному гребню, неподвижно установленному на раме барабана, и при взаимодействии резцов и режущих планок трепального гребня измельчаются.

Вертикальные решетки-дробилки имеют гидравлический привод, который включает в себя гидравлический двигатель и гидравлические цилиндры. Масляная насосная станция состоит из двух шестереночных насосов с электродвигателями, золотников, регулировочной запорной арматуры и бака с маслом, на котором все оборудование смонтировано.

Решетки устанавливаются в канале прямоугольной формы, в стенках канала устраиваются пазухи для прохода гидродвигателя.

Максимальное наполнение канала для ВРД-1 — 1000 *мм*, для ВРД-2 — 1500 *мм*. Решетка в канале крепится при помощи анкерных болтов. Уклон дна канала в месте установки решеток-дробилок ВРД принимается 0,001—0,005. Одновременно устанавли-

ваются 1—4 решетки, причем во всех случаях необходима резервная решетка.

Предпочтительные типоразмеры решеток-дробилок в пределах унифицированного ряда производительностей приведены в табл. 25.

Площадь живого сечения решетки РРД определяют по формуле

$$w = \pi rh - ndl, \qquad (22)$$

где r — радиус решетки; h — наполнение; n — количество стержней при расчетном уровне воды в канале; d — диаметр стержней, *мм*; l — длина стержня, *мм*.

Пример. Требуется подобрать тип и количество решеток для станции производительностью 64 тыс. $м^3/сут$.

По табл. 25 рекомендуется принимать 2 радиальные решетки-дробилки. Ширина прозоров решетки РРД-1 равна 16 *мм*, форма стержней круглая. Принимаем наполнение канала перед решеткой 0,6 *м*; тогда количество стержней $n = 19$ шт.

При двух рабочих решетках рекомендуется принимать скорость воды при прохождении решеток 0,6 *м/сек*.

Площадь живого сечения решетки определяем по формуле (22)

$$w = \pi rh - ndl = 3{,}14 \cdot 0{,}7 \cdot 0{,}6 - 19 \cdot 0{,}016 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}7 = 0{,}65 \ м^2.$$

Расчетный расход сточной жидкости, проходящей через решетку,

$$Q_{макс} = wv = 0{,}65 \cdot 0{,}6 = 0{,}39 \ м^3/с.$$

Расчетный расход при суточной производительности 64 тыс. $м^3/сут$ составляет 0,89 $м^3/с$.

Этот расход обеспечивается двумя решетками при наполнении 0,65 *м*, что допустимо.

СРЕДСТВА ДЛЯ ЗАДЕРЖАНИЯ И ОБРАБОТКИ ПЕСКА И ДРУГИХ ГРУБЫХ МИНЕРАЛЬНЫХ ПРИМЕСЕЙ

Осаждение песка и других грубых минеральных примесей

Городские сточные воды всегда содержат определенное количество песка и других примесей минерального происхождения (шлаки, уголь, стекло и т. д.). Большое количество песка попадает в сточную воду с поверхностным стоком, при инфильтрации грунтовых вод в канализационную сеть через неплотности стыковых соединений, а также при подключении к городской сети промышленных предприятий.

Фракционный состав песка, содержащегося в сточной воде, следующий:

Диаметр песка, *мм*	> 1	0,5—1	0,25—0,5	0,25
Состав песка, % (по весу)	5,4	11,8	34,4	48,4

Количество песка в сточных водах, поступающих на очистные сооружения, зависит прежде всего от системы канализации. Для раздельной системы канализации количество песка в среднем может быть принято 35 *л* на 1000 $м^3$ сточных вод, для общесплавной сис-

темы канализации в период дождей 150—200 *л*. Для расчетов рекомендуется принимать количество задерживаемого осадка 0,02 *л* при полных раздельных и 0,04 *л* при общесплавных системах канализации на 1 чел. в сутки.

Для задержания песка применяют песколовки. Осадок, удаляемый из песколовок, содержит не только песок, но и большое количество органических загрязнений (до 10%). По эксплуатационным данным органическая часть осадка составляет от 2% (в аэрируемых

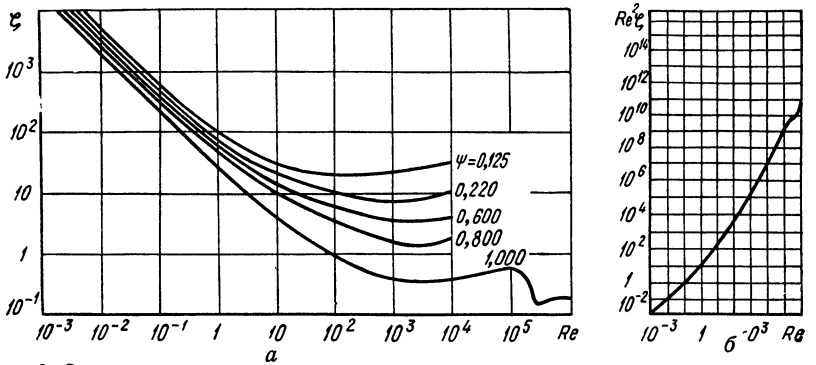


Рис. 6. Зависимость коэффициента сопротивления среды от Re и сферичности частиц ψ (*а*) и график Лященко (*б*).

песколовках) до 50% по сухому веществу. Уменьшение органики в осадке может быть достигнуто отмывом осадка, поддерживанием постоянной скорости в песколовках, применением аэрируемых песколовок и т. д.

Осаждение песка в сточных водах относится к свободному осаждению частиц в жидкости, поэтому может быть описано уравнением гидродинамики

$$u_0 = \sqrt{\frac{4}{3}\frac{(\rho_{тв} - \rho)\, gd}{\rho \xi}}, \qquad (23)$$

где u_0 — скорость осаждения, *см/с*; $\rho_{тв}$ и ρ — плотность частицы и среды, *кг* · $с^2/см^4$; g — ускорение силы тяжести; ξ — коэффициент сопротивления, определяемый по графику на рис. 6, *а*.

Для ламинарного режима осаждения уравнение (23) приводится к виду (формула Стока)

$$u_0 = \frac{d^2 (\rho_{тв} - \rho)\, g}{18\mu}. \qquad (24)$$

Зависимость (24) справедлива для области $10^{-4} < Re < 2$. Для того, чтобы определить режим осаждения и, следовательно, выбрать формулу для расчета скорости осаждения, необходимо знать величину критерия Re, в который также входит u_0. В связи с этим уравнения (23) и (24) применимы для расчета u_0 методом последовательных приближений.

Этой трудоемкой процедуры можно избежать, преобразовав уравнение (23) методом Лященко, который основан на подстановке в уравнение (23) выражения $u_0 = \mathrm{Re}\mu/d\rho$ и возведении в квадрат обеих частей полученного уравнения, откуда получается выражение

$$\xi \mathrm{Re}^2 = \frac{4}{3} \cdot \frac{d^3\rho^2 q}{\mu^2} \cdot \frac{\rho_{\text{тв}} - \rho}{\rho}. \qquad (25)$$

Правая часть уравнения (25) представляет собой критерий Архимеда Ar. Таким образом,

$$\xi \mathrm{Re}^2 = {}^4/_3 \mathrm{Ar}. \qquad (26)$$

Зная величину Ar, для осаждения частиц заданного размера по графику Лященко (рис. 6, *б*) легко рассчитать значение Re, по которому определяется искомая скорость осаждения $u_0 = Re\nu/d$.

Фактор формы ψ, в частности для песка, находится как отношение поверхности шара $f_{\text{ш}}$, имеющего такой же объем, как и реальная частица, к поверхности частицы f

$$\psi = f_{\text{ш}}/f = 4{,}878\nu^{2/3}/f.$$

Для кварцевого песка с достаточной для практических целей точностью в диапазоне критерия Re от $6 \cdot 10^{-3}$ до 10^5 можно пользоваться формулой

$$u_0 = \left(-12{,}727\nu + \nu\sqrt{161{,}178 + 2{,}45G_{\text{в}}\frac{\rho}{\mu^2}}\right)/1{,}224d, \qquad (27)$$

где $G_{\text{в}}$ — вес частицы, равный $\frac{\pi d^3}{6}(\rho_{\text{т}} - \rho)\,g$, *г*; μ — динамический коэффициент вязкости, *пуаз;* ν — кинематический коэффициент вязкости, зависящий от температуры среды t.

t °C	0	5	10	12	15	20	30
ν, *см²/с* . .	0,0178	0,0152	0,0131	0,0124	0,0114	0,0101	0,0081

Значения скорости осаждения кварцевого песка, подсчитанные по формуле (27) при $t = 15°$ С, следующие:

Диаметр частиц *d*, *см*	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07	0,08	0,09
Скорость осаждения, *см/с*	0,58	2,00	3,60	5,03	6,30	7,35	8,30	9,12	9,85

Конструктивные особенности и расчет песколовок

Применяемые для очистки сточных вод песколовки по принципу движения жидкости в них делятся на горизонтальные, вертикальные и с винтовым движением.

Горизонтальные песколовки — наиболее распространенный тип. Основные его разновидности — горизонталь-

ные с прямолинейным движением жидкости и горизонтальные с круговым движением.

Вертикальные песколовки имеют следующие разновидности: с постоянной скоростью движения, с подвижной стенкой, с тангенциальным подводом жидкости (рис. 7). Песколовки с винтовым движением можно подразделить на два вида: тангенциальные и аэрируемые.

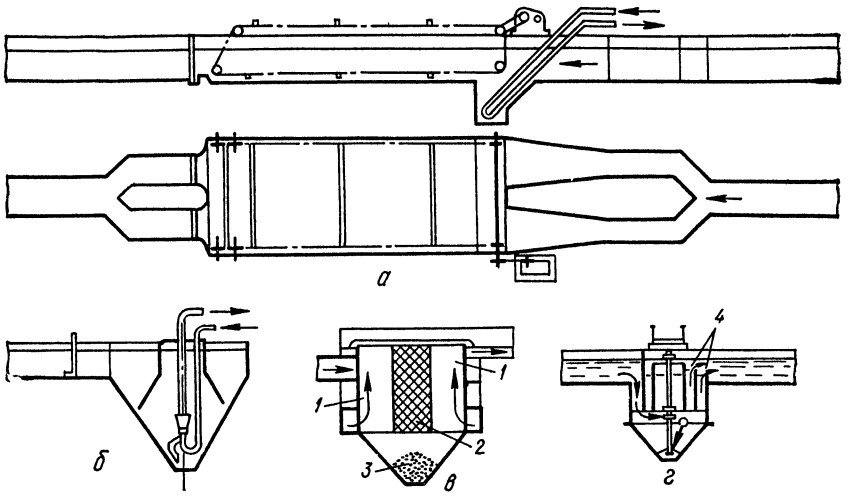


Рис. 7. Конструкции песколовок:

а — горизонтальная с прямолинейным движением; *б* — то же, с круговым; *в* — вертикальная Курьяновской станции аэрации; *д* — вертикальная с постоянной скоростью движения жидкости; *1* — проточная зона; *2* — непроточная зона; *3* — зона осадка; *4* — цилиндрические перегородки.

Конструктивные модификации всех типов песколовок в основном зависят от способа удаления песка из песколовок и типов применяемых механизмов.

Удаление осадка из песколовок производится при помощи гидроэлеваторов, грейферов, норий, ковшовых элеваторов, песковых насосов и т. д. Наиболее часто применяют гидроэлеваторы, преимущества которых заключаются в том, что конструкция их проста и надежна из-за отсутствия подвижных элементов; они обеспечивают транспортировку удаляемого песка на значительное расстояние и в процессе перекачки происходит отмывание песка от органики.

Для сгребания осадка в песколовках применяют механизмы двух типов: цепные и тележечные. В зарубежной практике аналогичные механизмы предназначены одновременно для откачки и отмыва осадка от органики. Они состоят из тележки, перемещающейся по рельсам, на которой расположен насос для откачки осадка, гидроциклон для отмыва осадка и бункер для накопления и обезвоживания песка.

Весьма эффективной является горизонтальная песколовка с механическим удалением и отмывом песка [44]. Песколовка (рис.

8, *а*) представляет собой квадратный неглубокий резервуар. Сточная жидкость поступает в резервуар через регулируемые вертикальные впуски и выходит из него через водослив со свободным изливом. Отложившийся осадок сгребается в приямок вращающимся скребковым механизмом с ковшами, откуда поступает в отмывочное устройство типа механического классификатора.

Используя принцип песколовок этого типа, НИКТИ ГХ и Укргипрокоммунстроем разработана конструкция песколовки с устройством для отмыва и обезвоживания песка (рис. 9, *б*). Песколовка также принята квадратной в плане с вращающимся скребковым устройством. Осадок из песколовки при помощи пескового насоса подается в гидроциклон для отмыва песка от органических включений, затем отмытый песок обезвоживается при помощи наклонного шнекового устройства и подается в бункер, где происходит окончательное обезвоживание его, сушка, накопление и последующее удаление.

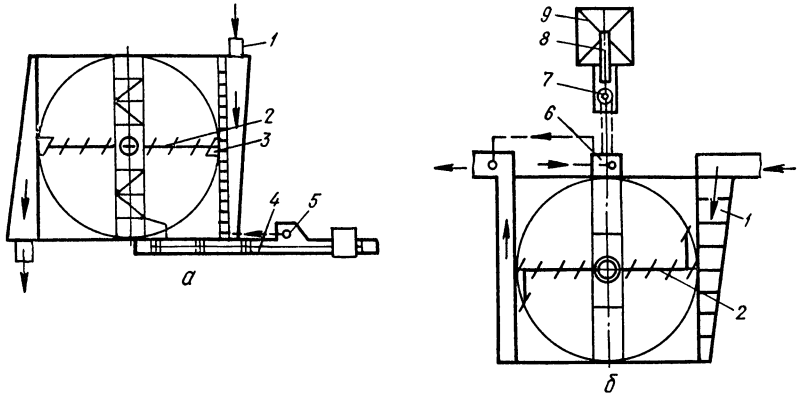


Рис. 8. Песколовки с устройством для отмыва и обезвоживания песка:
а — механическим; *б* — гидравлическим; *1* — входное устройство; *2* — скребковый механизм; *3* — ковш; *4* — классификатор; *5* — рециркуляционный насос; *6* — песковой насос; *7* — гидроциклон; *8* — устройство для обезвоживания; *9* — бункер для песка.

Согласно СНиП II-32-74 тип песколовки необходимо выбирать с учетом производительности станции очистки. Для станций производительностью до 10 $м^3/сут$ надлежит принимать вертикальные и тангенциальные песколовки, свыше 10 000 $м^3/сут$ — горизонтальные, свыше 20 000 $м^3/сут$ — аэрируемые.

Основное уравнение для расчета песколовок имеет следующий вид

$$L = K \frac{1000 h_р}{u_о} v, \qquad (28)$$

где L — длина песколовки, $м$; $h_р$ — расчетная глубина песколовки, $м$; v — скорость движения жидкости в песколовке, $м/с$; K — коэффициент для учета влияния турбулентности потока и других факторов на работу сооружений.

С достаточной для практических расчетов достоверностью коэффициент K может быть определен по формуле

$$K = u_0/\sqrt{u_0^2 - \omega},$$

где ω — вертикальная турбулентная составляющая, принимаемая равной $0{,}05v$.

Расчет горизонтальных квадратных песколовок рекомендуется производить по нагрузке сточных вод q_0 на 1 $м^2$ площади песколовки в плане. При этом размеры песколовки определяются по следующим формулам:

$$F = Q/q_0 = BL; \quad h_р = Q/Bv; \quad q_0 = -0{,}434u_0/\lg(1 - Э_п),$$

где Q — расход сточных вод, $м^3/с$; $Э_п$ — эффект задержания песка заданной гидравлической крупности.

Пример. Требуется определить размеры песколовки с эффектом задержания песка размером 0,2 *мм* и более $Э_п = 70\%$. Расход сточных вод $Q = 1$ $м^3/с$.

Заданную гидравлическую крупность u_0 при $t = 15°$ С определяем по формуле (27)

$$u_0 = \left(-12{,}727\nu + \nu\sqrt{161{,}178 + 2{,}45G_в\frac{\rho}{\mu^2}}\right)/1{,}224d =$$

$$= \left(-12{,}727 \cdot 0{,}0114 + 0{,}0114\sqrt{161{,}178 + 2{,}45 \cdot 0{,}0067\frac{1}{0{,}00013}}\right)/1{,}224 \times$$

$$\times 0{,}02 = 2 \text{ } см/с.$$

Для заданного эффекта $Э_п = 70\%$.

$$q_0 = -0{,}434u_0/\lg(1 - Э_п) = -0{,}434 \cdot 2/\lg 0{,}3 = 0{,}867 \cdot 0{,}523 =$$

$$= 1{,}65 \text{ } см/с = 0{,}0165 \text{ } м/с.$$

Требуемая поверхность песколовки

$$F = Q/q_0 = 1/0{,}0165 = 60{,}7 \text{ } м^2.$$

Размер песколовки в плане округленно можно принять 8×8 *м*; тогда при скорости движения сточных вод 0,15 *м/с* (минимально допустимой для горизонтальных песколовок) расчетная глубина воды в песколовке

$$h_г = Q/B \cdot v = 1/8 \cdot 0{,}15 = 0{,}83 \text{ } м.$$

УДАЛЕНИЕ ГРУБОДИСПЕРСНЫХ ПРИМЕСЕЙ ИЗ СТОЧНЫХ ВОД

Осаждение грубодисперсных примесей. Седиментационные характеристики

Взвешенные вещества, содержащиеся в городских сточных водах, в большинстве не имеют четкой агрегативной структуры. Поэтому для получения характеристики взвешенных веществ пользуются седиментационным анализом.

Результаты лабораторного осаждения обычно представляются в виде седиментационной кривой $P = f(t)$, изображенной на рис. 9.

При равномерном распределении суспендированного вещества в начальный момент осаждения наличие в суспензии частиц различных размеров предопределяет изменение концентрации дисперсной фазы на глубине h. Так как скорости осаждения отдельных частиц отличаются друг от друга, то прежде всего через сечение на глубине h проходят крупные частицы, в то время как мелкие фракции в своей значительной массе еще находятся в слоях, расположенных выше. Через определенное время t через это сечение пройдут все частицы, скорость осаждения которых $u_0 > h/t$. Частицы, оседающие со скоростью $u_0 < h/t$, будут проходить через сечение на глубине h, соответственно своим размерам через различные промежутки времени после начала осаждения.

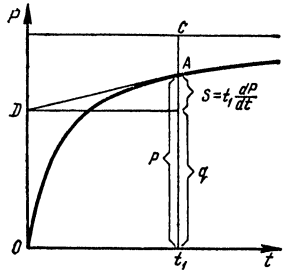


Рис. 9. Кривая осаждения взвешенных веществ городских сточных вод.

Учитывая, что полное осаждение всех фракций требует длительного отстаивания, практически для любого момента осаждения можно принять, что дисперсная фаза суспензии состоит из двух частей: фракций q, полностью выпавших к моменту t_1 из столба h, и фракций S, выпавших частично, так как некоторое количество этих фракций находилось в нижней части столба h. Тогда к моменту t_1 общее количество прошедших через слой частиц $P = q + S$. Скорость осаждения в момент t выражается производной $dP/dt = \operatorname{tg}\alpha$ и определяет суммарную скорость осаждения тех фракций, которые к моменту t_1 находятся еще во взвешенном состоянии

$$\frac{dP}{dt} = \sum \frac{dS}{dt}.$$

Вместе с тем количество выпавших за время t_1 частиц этих фракций будет равно

$$S = t_1 \sum \frac{dS}{dt} = t_1 \frac{dP}{dt}.$$

Тогда количество частиц фракций, полностью выпавших за время t,

$$q_{(t)} = P - t_1 \frac{dP}{dt}.$$

На основании изложенного легко определить процентное содержание в суспензии фракции частиц с размерами, лежащими в любых пределах. Это можно выполнить графически [30] либо путем нахождения плотности распределения $P(r)$, которая может быть определена через t и вторую производную экспериментально найденной кривой осаждения $P(t)$ по t, и выражает

общее количество частиц в системе с радиусом $< r_t$

$$P(r) = \left(-\frac{dq}{dr}\right) = -\frac{2t^2}{r} \cdot \frac{d^2P}{dt^2}. \qquad (29)$$

Уравнение [29] может быть также представлено в виде плотности распределения $P(u_0)$, если скорость осаждения частиц подчиняется закону Стокса,

$$P(u_0) = -\frac{H^2}{u_0^3} \cdot \frac{d^2P}{dt^2}. \qquad (30)$$

Зависимость осветления сточных вод от продолжительности отстаивания и концентрации взвешенных веществ описывается формулой [55]

$$\lg(1 - Э_{ос}) = A + B \lg \frac{H}{t}, \qquad (31)$$

где $1 - Э_{ос}$ — эффект ответления; B — коэффициент, принимаемый для городских сточных вод равным 0,21; A — коэффициент, определяемый по формуле

$$A = \overline{1},75 - 5,75 \cdot 10^{-4} C_0,$$

где C_0 — исходная концентрация, *мг/л*.

Для определения плотности распределения, соответствующей этой зависимости, преобразуем ее, обозначив 10^A через a,

$$\lg(1 - Э_{ос}) = \lg a + B \lg \frac{H}{t},$$

откуда

$$Э_{ос} = 1 - aH^B/t^B.$$

Подставляя найденые значения $Э_{ос}$ в формулу (30), находим

$$P(u_0) = \frac{H^2}{u_0^3} \cdot \frac{(B+1)\,BaH^B}{t^{B+2}},$$

а учитывая, что $t = H/u_0$, окончательно получим

$$P(u_0) = \frac{aB(B+1)}{u_0^{1-B}}. \qquad (32)$$

Функция распределения, или интегральная функция распределения, частиц взвешенных веществ сточной жидкости, соответствующая выражению (32), будет

$$F(u_0) = \int_0^{u_0} P(u_0)\, du_0 = a(B+1)\, u_0^B. \qquad (33)$$

Исследованиями [10] установлено, что седиментационные кривые взвешенных веществ городских сточных вод достаточно хорошо аппроксимируются гиперболой

$$Э_{ос} = t/(\alpha + \beta t), \qquad (34)$$

где t — время отстаивания; α и β — коэффициенты, зависящие от концентрации, состава и природы сточных вод.

Для седиментационных характеристик, представленных в СНиП II-32-74, эта зависимость имеет вид

$$\Theta_{oc} = \frac{t}{0{,}147 + \left(1 + \frac{22\,400}{C^2}\right)t}, \qquad (35)$$

где C — концентрация взвешенных веществ, *мг/л*.

Плотность распределения, соответствующая седиментационным кривым вида (34), может быть представлена выражением

$$P(u_0) = \frac{2\alpha\beta H^2}{(\alpha u_0 + \beta H)^3}, \qquad (36)$$

а функция распределения

$$F(u_0) = \frac{\alpha u_0 (\alpha u_0 + 2\beta H)}{\beta (\alpha u_0 + \beta H)^2}. \qquad (37)$$

Конструкции отстойников

В отечественной и зарубежной практике очистки сточных вод известны и широко применяются три основных типа отстойников: горизонтальные, радиальные и вертикальные (рис. 10).

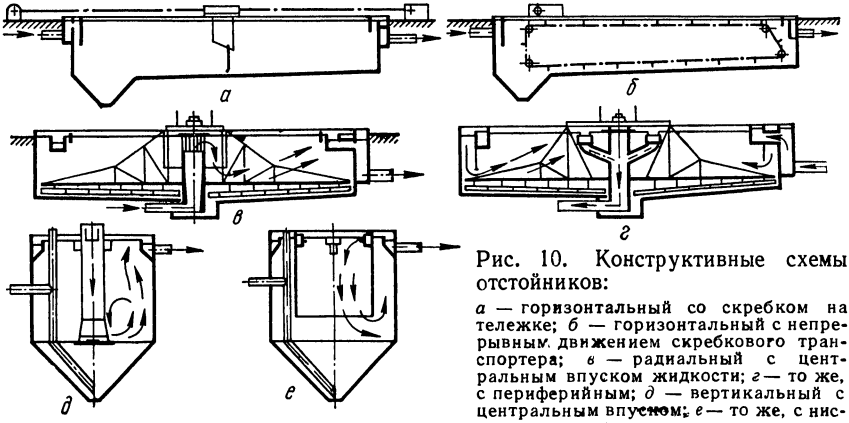


Рис. 10. Конструктивные схемы отстойников:

а — горизонтальный со скребком на тележке; *б* — горизонтальный с непрерывным движением скребкового транспортера; *в* — радиальный с центральным впуском жидкости; *г* — то же, с периферийным; *д* — вертикальный с центральным впуском; *е* — то же, с нисходяще-восходящим потоком жидкости.

Горизонтальные отстойники представляют собой прямоугольные открытые резервуары с приямком для сбора осадка, обычно располагаемым в начале сооружения. Осадок сдвигается туда при помощи скребкового механизма и удаляется из приямка под гидростатическим напором.

Горизонтальные отстойники, разработанные институтом Укр-

гипрокоммунстрой (типовой проект 4-18-775/64), компонуются в группы из 4 или 2 единиц. Группа из 4 единиц обслуживается одним скребковым механизмом с фронтальной (транспортерной) тележкой, группа из 2 единиц — одним облегченным скребковым механизмом. Отстойники этого типа рекомендуются для станций производительностью 15—100 *тыс. м³/сут*. Горизонтальные отстойники, разработанные институтом Союзводоканалпроект (типовой проект № 902-2-64), отличаются конструкцией скребкового механизма.

Таблица 26. **Расчетные параметры радиальных отстойников**

Глубина, *мм*			Объем зон, *м³*		Расчетная производительность, *м³/ч*
диаметр, *мм*	гидравлическая	отстойной зоны	осадка	отстаивания	
18	3400	3100	120	788	2100
24	3400	3100	210	1400	3730
30	3400	3100	340	2190	5340
40	4000	3050	710	4580	12 212

Примечание. Расчетная производительность принята для группы из 4 отстойников при времени отстаивания 1,5 *ч*.

В зарубежной практике применяют горизонтальные отстойники различных конструктивных модификаций: многоярусные, с попутным отбором осветленной воды, с горизонтально-вертикальным потоком жидкости, с поперечными дефлекторами, с камерами флокуляции и т. д.

Наибольший интерес представляют горизонтальные отстойники с попутным отбором осветленной воды и с поперечными дефлекторами. В индивидуальных разработках, особенно для крупных станций, целесообразно применение горизонтальных отстойников с камерой флокуляции [44].

Радиальные отстойники, являющиеся разновидностью горизонтальных отстойников, имеют круглую в плане форму. Отличительной особенностью их является изменение скорости течения жидкости в радиальном направлении. В целом радиальные отстойники имеют по сравнению с горизонтальными определенные преимущества: простота и надежность эксплуатации, экономичность, возможность строительства сооружений большого размера.

В отечественной практике известны радиальные отстойники трех конструктивных модификаций — с центральным впуском, с периферийным впуском и отстойники с вращающимся сборно-распределительным устройством. Наиболее широкое применение находят радиальные первичные отстойники с центральным впуском жидкости, разработанные институтом Мосводоканалпроект, четырех типоразмеров: 18, 24, 30 и 40 *м* (табл. 26).

Радиальный отстойник с периферийным впуском может выполняться в двух вариантах: в первом варианте осветлен-

ная вода удаляется непосредственно через центральную трубу, во втором — при помощи центрального кольцевого лотка. Первый рекомендуется для реконструируемых отстойников, второй — для вновь строящихся.

Распределительное устройство отстойников выполнено в виде периферийного лотка с зубчатым водосливом и полупогружной перегородкой, образующей кольцевую зону, в которой установлен бункер для удаления всплывающих веществ. Периферийный лоток имеет переменное сечение по длине для обеспечения равномерного распределения расхода на каждый водослив.

Устройство для удаления осветленной воды для радиальных отстойников по первому варианту представляет собой центральную трубу с вертикальными щелевыми отверстиями, не доходящими до дна на 1/3 рабочей высоты отстойника. На выходе из трубы, за пределами отстойника, устроена камера с водосливом, обеспечивающим постоянство уровня воды в отстойнике. Во втором варианте центральный кольцевой лоток установлен на отводящих трубах, соединенных с центральной трубой. Подвеска скребковых крыльев илоскреба к вращающейся ферме выполнена снаружи кольцевого лотка, на обеих сторонах которого имеется зубчатый водослив.

Принцип работы отстойника с периферийным впуском следующий. Сточная жидкость по подающему лотку или трубе поступает в распределительный лоток, из которого равномерно по всей длине изливается через водосливы в пространство между полупогружной перегородкой и стенкой отстойника. Здесь происходит быстрое гашение энергии входящих струй, выделение всплывающих веществ и накапливание их на поверхности жидкости в кольцевой зоне. Вода, освободившаяся от всплывающих веществ, входит в рабочую зону отстойника через кольцевое пространство, образуемое нижней кромкой перегородки и днищем. При движении жидкости от периферии к центру из сточной жидкости выпадают оседающие вещества.

Пройдя рабочую зону отстойника, осветленная вода поступает в отводящее устройство. В первом варианте — это центральная труба со щелевыми отверстиями. Из центральной трубы через дюкер осветленная вода поступает в камеру с развитым водосливом и далее в отводящий лоток или трубу. Во втором варианте осветленная вода сначала поступает в сборный кольцевой лоток, а из него по отводящим трубам — в центральную трубу и далее дюкером в отводящий лоток.

При периодическом включении в работу скребкового механизма скребковыми крыльями осадок перемещается к приямку, из которого через иловую трубу отводится на дальнейшую обработку. Полупогружная доска, установленная на вращающейся ферме, сгоняет плавающие вещества к погружному бункеру; при наезде вращающейся фермы на бункер последний затапливается и плавающие вещества сбрасываются в него.

Вертикальные отстойники применяются на станциях производительностью до 20 *тыс. м³/сут*. Известно несколько

разновидностей вертикальных отстойников: с центральным впуском жидкости, с периферийным впуском, с рассредоточенным впуском и с нисходяще-восходящим потоком жидкости.

Вертикальные отстойники с центральным впуском применяют трех типоразмеров: 4, 6 и 9 *м*. Вертикальные отстойники представляют собой круглые в плане резервуары с коническим днищем. Сточная жидкость поступает через подводящий лоток в центральную трубу, при выходе из которой, в связи с изменением направления потока и снижения его скорости, из воды выпадают грубодисперсные примеси. Осветленная вода переливается в периферийный сборный лоток и далее в отводящий. Улавливание всплывающих веществ производится при помощи плавающей доски, удаление их — под гидравлическим напором через специальный лоток и трубу в иловый колодец.

Практика проектирования и эксплуатации отстойников показывает, что вертикальные отстойники, получившие довольно широкое распространение, дают самый низкий эффект осветления по сравнению с другими типами отстойников. Обычно он не превышает 30%, в то время как в горизонтальных и радиальных эффект осветления достигает 50—60%. Преимущество вертикальных отстойников заключается в простоте устройства и эксплуатации. По приведенным затратам на обработку единицы объема сточной жидкости, в диапазоне производительностей 10—30 *тыс. м*^{3}*/сут*, вертикальные отстойники в 1,5—2 раза дешевле радиальных. Причиной низкого эффекта осветления сточных вод в вертикальных отстойниках является несовершенство их гидродинамической схемы.

Идеальная схема вертикального отстойника с восходящим потоком жидкости, даже при удачном конструктивном оформлении, не конкурентоспособна со схемой горизонтальных отстойников, так как осаждение взвешенных веществ в вертикальных отстойниках происходит за счет разности скоростей осаждения частиц и скорости потока, т. е. происходит как бы сортировка взвеси.

НИКТИ ГХ разработана конструкция вертикальных отстойников с нисходяще-восходящим потоком жидкости, гидродинамическая схема работы которых более благоприятна для осаждения взвеси. В круглом резервуаре с коническим днищем (рис. 10, *д*) установлена полупогружная перегородка с распределительным лотком на ее внутренней стороне. Полупогружная перегородка делит площадь отстойника на две равные части; глубина погружения перегородки равна 2/3 рабочей высоты отстойника. Распределительное устройство представляет собой кольцевой лоток с зубчатым водосливом и горизонтальным отражательным козырьком на внутренней стенке.

Сточная жидкость поступает по подающему лотку в приемную камеру распределительного лотка, а затем в сам лоток. Вода через зубчатый водослив равномерно изливается по периметру внутренней части отстойника. Отражательный козырек меняет направление движения жидкости с вертикального на горизонтальное. По мере

продвижения от периферии к центру жидкость опускается вниз, равномерно распределяясь по всему сечению внутренней цилиндрической части отстойника, где всплывающие вещества собираются на поверхности. Одновременно здесь же происходит самопроизвольная коагуляция и осаждение оседающих грубодисперсных примесей. Интенсивное разделение твердой и жидкой фаз происходит на повороте потока при достижении иловой части отстойника. Далее сточная жидкость движется в вертикальном направлении в кольцевом пространстве между полупогружной перегородкой и стенкой отстойника. Дойдя до верха, осветленная вода изливается в сборный кольцевой лоток и отводится из отстойника. Всплывающие вещества удаляются через приемную чашу при поднимании уровня воды в отстойнике. Удаление осадка происходит под гидростатическим давлением через иловую трубу.

В отличие от вертикальных отстойников с центральным впуском в отстойниках с нисходяще-восходящим потоком жидкости нет вертикальной циркуляции жидкости, поэтому коэффициент использования объема в них выше.

Расчет отстойников

Согласно СНиП II-32-74 расчет основных размеров отстойников рекомендуется производить по следующим формулам:

длина горизонтальных отстойников

$$L = vH/Ku_0; \tag{38}$$

радиус вертикальных, радиальных и с вращающимися сборно-распределительными устройствами отстойников

$$R = \sqrt{Q/3{,}6\pi Ku_0}, \tag{39}$$

где K — коэффициент, зависящий от типа отстойника и конструкции водораспределительных и водосборных устройств (0,5 — для горизонтальных, 0,45 — для радиальных и 0,35 — для вертикальных отстойников).

Гидравлическую крупность u_0 частиц взвеси определяют по формуле, *мм/с*

$$u_0 = \frac{1000KH}{\alpha t\left(\frac{KH}{h}\right)^n} - \omega, \tag{40}$$

где n — коэффициент, зависящий от свойств взвеси городских сточных вод и принимаемый равным 0,25; α — коэффициент, учитывающий влияние минимальной среднемесячной температуры сточных вод T:

T, °С	60	50	40	30	25	20	15	10	5	0
Коэффициент α	0,45	0,55	0,66	0,8	0,9	1	1,14	1,3	1,5	1,8

Вертикальная составляющая скорости движения воды в отстойнике ω равна:

v, *мм/с*	5	10	15	20
ω, *мм/с*	0	0,05	0,1	0,5

Расчет отстойников выполняют по требуемому эффекту задержания взвеси

$$Э_{от} = (C_1 - C_2)/C_1;$$

при этом продолжительность отстаивания t определяют по СНиП II-32—74 либо по формуле (35), решив ее относительно t

$$t = \frac{0{,}147Э_{от}}{1 - \left(1 - \frac{22\,400}{C^2}\right)Э_{от}}. \qquad (41)$$

Пример 1. Определить размеры горизонтального отстойника при исходной концентрации взвешенных веществ 300 *мг/л*, требуемом эффекте задержания взвеси 50%, $Q = 2200$ *м³/ч*.

По формуле (41) определяем продолжительность отстаивания в цилиндре со слоем воды 500 *мм* соответствующую заданному эффекту

$$t = \frac{0{,}147Э_{от}}{1 - \left(1 - \frac{22\,400}{C^2}\right)Э_{от}} = \frac{0{,}147 \cdot 0{,}5}{1 - \left(1 + \frac{22\,400}{300^2}\right) \cdot 0{,}5} = 0{,}192 \text{ ч} = 641 \text{ с}.$$

Далее, приняв $\alpha = 1$, $\omega = 0{,}05$ при глубине отстойника 2,45 *м*, по формуле (40) определяем гидравлическую крупность

$$u_0 = \frac{1000KH}{\alpha t\left(\frac{KH}{h}\right)^n} - \omega = \frac{1000 \cdot 0{,}5 \cdot 2{,}45}{1 \cdot 641\left(\frac{0{,}5 \cdot 2{,}45}{0{,}5}\right)^{0{,}25}} - 0{,}05 = 1{,}47 \text{ мм/с}.$$

При $v = 10$ *мм/с* длина отстойника будет

$$L = \frac{vH}{Ku_0} = \frac{10 \cdot 2{,}45}{0{,}5 \cdot 1{,}47} = 33{,}3 \text{ м}.$$

В практике проектирования отстойников довольно широкое распространение получил метод расчета отстойника по нагрузке сточных вод q_0 на 1 *м²* площади в плане.

Общая площадь определяется по формуле

$$F = Q/q_0. \qquad (42)$$

Для горизонтальных отстойников

$$F = BL; \quad Q = BHv; \quad q_0 = u_0;$$

для радиальных отстойников

$$L = R; \quad F = \pi R^2; \quad Q = \pi RHv_{ср}; \quad q_0 = u_0.$$

Недостатком этого метода расчета является произвольный выбор высоты отстойника.

Радиальные отстойники различных конструктивных модификаций рекомендуется рассчитывать, используя метод технологического

моделирования [48], который заключается в определении коэффициентов полезного действия отстойников E, представляющего собой отношение эффектов осветления сточной жидкости в отстойнике и в состоянии покоя при одной и той же продолжительности отстаивания и глубине.

Исследования радиальных отстойников, выполненных НИКТИ ГХ [12], показали, что коэффициент полезного действия E может быть представлен следующей зависимостью

$$E = at^m, \tag{43}$$

где a и m — коэффициенты, зависящие от конструкции отстойника. По данным экспериментальных исследований для радиальных отстойников с центральным впуском они равны: 0,54 и 0,56, а для отстойников с периферийным впуском — 0,70 и 0,48.

Тогда зависимость (43) для отстойников с центральным и периферийным впуском может быть представлена соответственно следующими выражениями:

$$E_{\text{ц}} = 0{,}54t^{0{,}56};$$
$$E_{\text{п}} = 0{,}7t^{0{,}48}.$$

Эффект отстаивания сточных вод в радиальных отстойниках можно представить в следующем виде

$$Э_{\text{от}} = EЭ_{\text{н}} = at^m \frac{t}{\alpha + \beta t}, \tag{44}$$

и после подстановки соответствующих коэффициентов получим для отстойников с центральным впуском

$$Э_{\text{ц.от}} = 0{,}54 \frac{t^{1{,}56}}{0{,}147 + \left(1 + \frac{22\,400}{C^2}\right)t},$$

а для отстойников с периферийным впуском

$$Э_{\text{п.от}} = 0{,}7 \frac{t^{1{,}48}}{0{,}147 + \left(1 + \frac{22\,400}{C^2}\right)t}.$$

На основании этих формул составлена номограмма для расчета радиальных отстойников (рис. 11), на которой показан пример определения необходимого времени отстаивания при заданной исходной концентрации и требуемом эффекте задержания взвеси.

Осаждение взвеси в вертикальных отстойниках отличается от осаждения в горизонтальных и радиальных отстойниках, поэтому и расчет их обладает определенной спецификой.

Анализ работы идеальных отстойников показал, что скорость осаждения частиц, прошедших через всю глубину отстойника в те-

чение теоретического времени пребывания воды в нем, равна расходу, отнесенному к единице площади поверхности

$$v_o = q_0/f.$$

Эта величина названа нормой нагрузки на поверхность, которая в отечественной литературе носит название охватываемой скорости. Частицы суспензии, обладающие скоростью u_0, большей, чем охватываемая скорость v_0, полностью задерживаются в отстойнике, в то время как частицы с $u_0 < v_0$ задерживаются в нем пропорционально отношению u_0/v_0, названному числом Хейзена $N_н$. Охватываемая скорость, или норма нагрузки на поверхность, имеет размерность скорости. Действительно, расход, деленный на площадь, численно равен вертикальной составляющей скорости потока, которая была бы в предположении, что поток поднимается через отстойник. Это численное равенство иногда приводит к предположению, что оседающие частицы должны фактически двигаться против восходящего потока жидкости, чтобы осесть.

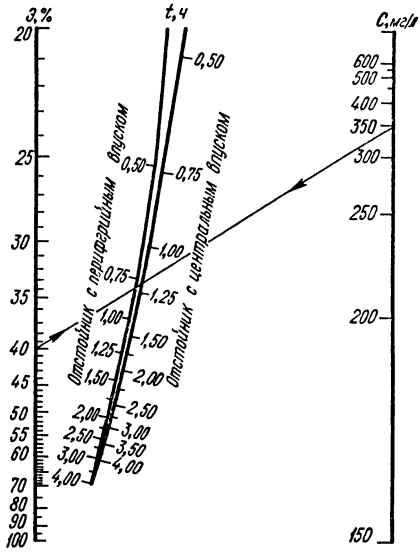


Рис. 11. Номограмма для расчета радиальных отстойников.

Частицы со скоростью осаждения, меньшей, чем вертикальная составляющая потока жидкости, должны иметь в таком случае равнодействующую, направленную вверх, что неизбежно приводит к выносу из сооружения. Такое отождествление справедливо для вертикальных отстойников, но не горизонтальных.

Для вертикальных идеальных отстойников предполагается, что линии тока действительно вертикальные и что частицы взвеси либо осаждаются по линии тока до ее источника, либо достигают вместе с ней поверхности, в зависимости от величины относительной скорости частиц.

Если обозначить через r_t процент осаждения взвеси в идеальном отстойнике для частиц определенного размера, то для горизонтальных отстойников $r_t = N_н$ при $N_н < 1$ и $r_t = 1$ при $N_н \geqslant 1$.

Для вертикальных идеальных отстойников $r_t = 0$ при $N_н < 1$ и $r_t = 1$ при $N_н \geqslant 1$.

Обычно вертикальные отстойники рассчитывают по скорости восходящего потока, которая принимается равной или меньшей минимальной гидравлической крупности частиц взвеси. В отечественной

практике для расчета вертикальных отстойников рекомендуется принимать следующие исходные данные:

Скорость восходящего потока, *мм/с*	⩽0,7
Скорость движения жидкости в центральной трубе, *м/с*	⩽0,03
Скорость входа воды в отстойник через зазор между концом раструба центральной трубы и отражательным щитом, *м/с*	⩽0,02
Длина центральной трубы, *м*	2,75
Высота щели между нижней кромкой центральной трубы и поверхностью отражательного щита, *м*	0,25—0,5
Высота слоя между низом отражательного щита и поверхностью осадка, *м*	0,3

Учет этих рекомендаций для расчета и конструирования вертикальных отстойников, основанный на данных натурных исследований дает возможность наиболее правильно решать задачи. Вместе с тем

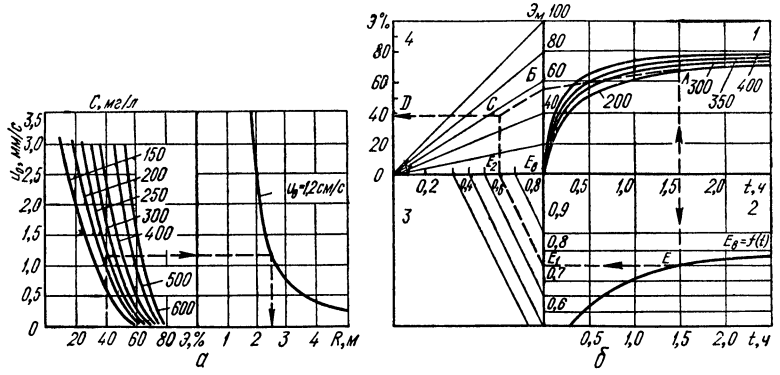


Рис. 12. Графический метод расчета вертикальных отстойников:
а — по Шифрину С. М.; *б* — номограмма для определения эффекта осветления сточной жидкости.

для обеспечения требуемого эффекта задержания взвеси в отстойниках вертикального типа особенно важно знание седиментационных характеристик.

Эти требования и действительную гидравлическую схему работы вертикальных отстойников учитывает метод проф. Шифрина С. М. По известной концентрации взвеси и требуемому эффекту осветления сточных вод определяют гидравлическую крупность u_0 минимальных частиц взвеси, которые должны быть задержаны в проектируемом отстойнике. По найденной величине минимальной скорости осаждения и средней скорости входа воды в отстойник, используя экспериментально установленную зависимость, определяют радиус отстойника.

Графический метод расчета приведен на рис. 12, *а*.

Эффект осветления сточных вод в вертикальных отстойниках в общем виде можно представить следующей зависимостью

$$Э_в = E_в Э_i = E_в \int_{v_0}^{\infty} f r du_0. \qquad (45)$$

Коэффициент полезного действия следует принимать по табл. 27, а $Э_i$ — по седиментационной кривой для конкретной сточной жидкости.

Пример 2. Определить эффект работы первичных вертикальных отстойников при времени отстаивания 1,5 *ч* и исходной концентрации 300 *мг/л*. Седиментационная кривая получена в результате лабораторных исследований и аппроксимируется формулой (34) с коэффициентами $\alpha = 0{,}21$, $\beta = 1 + \frac{224}{C^2} = 1{,}25$. Высота лабораторного цилиндра H равна 50 *см*.

По данным табл. 27 при $t = 1{,}5$ коэффициент полезного действия $E_в = 0{,}702$.

$$Э_i = \int_{v_0}^{\infty} f r du_0 = \frac{\beta H}{\alpha v_0 + \beta H} = \frac{1{,}25 \cdot 50}{0{,}21 \cdot 3600 \cdot 0{,}07 + 1{,}25 \cdot 50} = 0{,}542.$$

Отсюда

$$Э_в = E_в Э_i = 0{,}702 \cdot 0{,}542 = 0{,}38 \text{ или } 38\%.$$

Зависимость $E_в = f(t)$ действительна только для типовой конструкции вертикальных отстойников с центральным впуском.

На рис. 12, *б* представлена номограмма для определения эффекта осветления сточной жидкости в вертикальных отстойниках. Пунктирной линией показан пример определения эффекта осветления сточной жидкости при продолжительности отстаивания 1,5 *ч*. Ход определения $Э$ по заданному времени отстаивания следующий: на седиментационной кривой заданной концентрации $C = 300$ *мг/л* находят точку A, соответствующую времени отстаивания $t = 1{,}5$ *ч*, и через эту точку проводят касательную к кривой; пересечение касательной с осью ординат $Б$ дает $Э_м \rightarrow = 54\%$. Из точки $Б$ проводят луч в начало координат O вспомогательного графика *4*. На вспомогательном графике *2* находят значение коэффициента полезного действия, соответствующего заданному времени отстаивания $E_в = 0{,}7$; на оси абсцисс графика *4* находят соответствующее значение E_2. Ордината $E_2C = OD$ есть искомая величина эффекта осаждения взвеси $Э = 39\%$.

Таблица 27. **Коэффициенты полезного действия вертикальных отстойников**

Время отстаивания, t, *г*	Величина охватываемой скорости v_0, *мм/с*	$E_в = Э_в/Э_i$
2,5	0,42	0,74
2	0,525	0,725
1,5	0,7	0,702
1	1,05	0,667
0,5	—	0,57
0,25	1,2	0,48

Примечание. Для практических расчетов исходная концентрация взвешенных веществ принята постоянной и равной 300 *мг/л*, так как она изменяется незначительно.

При построении номограммы использованы седиментационные кривые, определенные при помощи зависимости (34) для различной исходной концентрации взвешенных веществ; при наличии конкретных седиментационных характеристик, определенных в результате предпроектных исследований, следует пользоваться ими.

Номограмма позволяет методом последовательного приближения определить необходимое время отстаивания сточных вод при требуемом эффекте осветления.

В отличие от вертикальных отстойников с центральным впуском сточной жидкости вертикальные отстойники с нисходяще-восходящим потоком жидкости за счет изменения гидродинамической схемы работы обладают способностью задерживать не только взвесь, гидравлическая крупность которой больше охватываемой скорости, но и часть взвеси с гидравлической крупностью меньшего размера. Это позволяет при одинаковом времени пребывания получить более высокий эффект отстаивания.

Для идеального отстойника с нисходяще-восходящим потоком жидкости движение жидкости в верхней части отстойника можно рассматривать как равномерное и прямолинейное. При этом функция тока Стокса (для цилиндрической осесимметричной системы) в этой части отстойника будет иметь вид

$$\psi_{\text{в}} = \frac{Q_0}{2\pi} \frac{R^2}{R_0^2},$$

где R_0 — радиус внутреннего цилиндра отстойника; Q_0 — расход жидкости через сечение внутреннего цилиндра.

Линия $\psi = 0$ совпадает с поверхностью внешнего цилиндра и дна отстойника, следовательно, функция частиц взвеси на дне отстойника имеет вид

$$\Phi_{\text{дна}} = + \frac{1}{2} u_0 R^2.$$

Функция частиц взвеси для верхней части отстойника равна

$$\Phi_{\text{в}} = R^2 \left(\frac{Q_0}{2\pi R_0^2} + \frac{1}{2} u_0 \right).$$

Если частицу взвеси, обладающую скоростью u_0 относительно жидкости, поместить в верхнюю часть отстойника на расстоянии R_1 от центра, то она опустится на дно на расстоянии R_2 от центра

$$\frac{R_2^2}{R_1^2} = 1 + \frac{Q}{\pi u_0 R_0^2}. \qquad (46)$$

Так как радиус отстойника равен $R_0\sqrt{2}$, частицы, для которых начальное расстояние от центра больше $R_{\text{кр}}$, определяемого равенством $R_{\text{кр.}} = R_0 \sqrt{\frac{2}{1 + \frac{Q_0}{\pi u_0 R_0^2}}}$, будут вынесены из отстойни-

ка. Так как $R_{кр} \leqslant R_0$, частицы со скоростью $u_0 > u_{кр} = \frac{Q_0}{\pi R^2}$ полностью осаждаются на дно независимо от начального расстояния от центра. Принимая во внимание, что скорость вверхней части отстойника равна $v_в = v_z = \frac{1}{R}\frac{\partial \psi}{dR} = \frac{Q_0}{\pi R^2}$, выражения для функции взвешенных веществ перепишутся в виде

$$\Phi_в = \frac{1}{2} R^2 (v_в + u_0); \quad \frac{R_2^2}{R_1^2} = 1 + \frac{v_в}{u_0};$$

$$R_{кр} = R_0 \sqrt{\frac{2}{1 + \frac{v_в}{u_0}}}; \quad u_{кр} = v_в.$$

Частицы со скоростью $u_0 < u_{кр}$ осаждаются на дно отстойника не полностью. Если предположить, что взвешенные частицы в верхней части отстойника распределены равномерно, то коэффициент отстаивания для частиц определенного размера будет равен

$$r_i = \frac{R_{кр}^2}{R_0^2} = \frac{2u_0}{u_0 + v_в},$$

а общий эффект отстаивания

$$\Im_i = \frac{\int_0^{u_{кр}} r_i F(u_0)\, du_0 + \int_{u_{кр}}^{\infty} F(u_0)\, du_0}{\int_0^{\infty} F(u_0)\, du_0} = 1 - \frac{\int_0^{u_{кр}} (1 - r) F(u_0)\, du_0}{\int_0^{\infty} F(u_0)\, du_0}. \quad (47)$$

Для седиментационных кривых вида $\Im = \frac{t}{\alpha + \beta t}$ количество взвеси, осаждаемой за бесконечно большое время, будет равно

$$\int_0^{\infty} F(u_0)\, du_0 = \frac{1}{\beta}.$$

Количество взвеси, частицы которой обладают скоростями, меньшими v,

$$\int_0^{v} F(u_0)\, du_0 = \frac{\alpha v}{\beta} \frac{(\alpha v + 2\beta H)}{(\alpha v + \beta H)^2}.$$

Количество взвеси, частицы которой обладают скоростями, большими v,

$$\int_v^{\infty} F(u_0)\, du_0 = \frac{\beta H^2}{(\alpha v + \beta H)^2}.$$

Общий эффект отстаивания можно выразить формулой

$$\Im = \frac{4\beta H^2 \alpha u_{кр}}{(\alpha u_{кр} - \beta H)^3} \ln \frac{2\beta H}{\alpha u_{кр} + \beta H} +$$

$$+ \frac{2H\alpha u_{кр} (\alpha^2 u_{кр}^2 + \alpha u_{кр} \beta H + 2\beta^2 H^2)}{(\alpha^2 u_{кр}^2 - \beta^2 H^2)^2} + \frac{\beta H^2}{(\alpha u_{кр} + \beta H)^2}. \quad (48)$$

Значения общего эффекта отстаивания для исходной концентрации 200 *мг/л* приведены в табл. 28.

Таблица 28. **Общий эффект отстаивания в вертикальных отстойниках с нисходяще-восходящим потоком при исходной концентрации 200 *мг/л***

Значения $Э_0$		Значения $Э_0$		Значения $Э_0$		Значения $Э_0$	
см/с	%	*см/с*	%	*см/с*	%	*см/с*	%
0,08	48,1	0,16	29,3	0,24	22,6	0,35	17,2
0,09	41,7	0,18	26,8	0,26	21,4	0,4	15,4
0,1	37,1	0,2	25,8	0,28	20,3	0,45	14,2
0,12	36,1	0,22	24,2	0,3	19,3	0,5	12,5
0,14	35,2						

Для практических расчетов удобнее пользоваться номограммой, представленной на рис. 13, или формулой

$$R = \sqrt{\frac{2\,Q}{3{,}6\,\pi\,K\,u_0}},$$

где K — коэффициент, принимаемый равным 0,65. Значения u_0 надлежит принимать по СНиП II-32-74 или по формуле

$$u_0 = \frac{KH(1-\beta Э)}{a\alpha Э(KH/h)^n}.$$

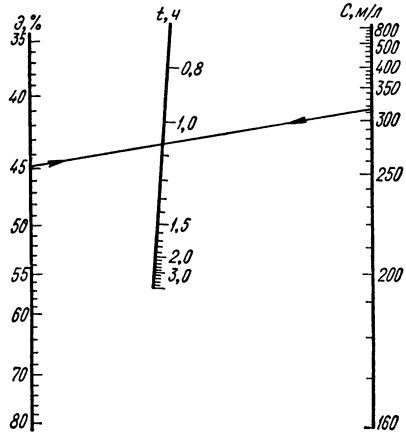


Рис. 13. Номограмма для расчета вертикальных отстойников с нисходяще-восходящим потоком жидкости.

Раздел 3.
БИОХИМИЧЕСКАЯ ОЧИСТКА СТОЧНЫХ ВОД

СХЕМЫ КОМПЛЕКСОВ БИОХИМИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ

Классификация технологических схем биохимической очистки

Унифицированные технологические схемы комплексов биохимической очистки сточных вод можно представить в виде сочетания различных устройств в конкретных модификациях технологических процессов, которые рассматриваются как инженерные задачи. Различают способы и устройства для быстрого изъятия загрязнений или для создания условий глубокого превращения веществ и биомассы. Процессы быстрого изъятия загрязнений из сточных вод заключаются в перемещении органических веществ на поверхность скоплений живых микробиальных клеток и освобождения воды от этих веществ; процессы превращения органических веществ загрязнений и биомассы заключаются в переводе этих веществ в продукты окисления — углекислоту, воду, энергию и инертную массу.

Соотношения между скоростью снижения загрязнений и скоростью образования отдельных фаз продуктов процессов изъятия и превращения органических загрязнений, а также преобладание тех или иных фаз процессов образования конечных продуктов определяют различные модификации процесса биохимической очистки сточных вод.

Преобладание отдельных фаз процесса биохимической очистки в свою очередь зависит от преобладания того или иного вида, фазово-дисперсного состояния и концентрации загрязнений в сточной жидкости.

Если преобладают органические вещества в виде грубодисперсных примесей и коллоидов, их можно быстро удалить из сточной жидкости сорбцией и коагуляцией, причем в качестве реагента наиболее пригодны активный ил или биопленка, ускоряющие эти процессы действием своих ферментов (это относится только к веществам, поддающимся биохимическому окислению, т. е. способствующим образованию биомассы). Если в сточной жидкости преобладают растворенные вещества, их необходимо окислять биохимическим путем до конечных продуктов.

Малые концентрации взвесей и коллоидов можно удалять сорбцией и коагуляцией на стационарных поверхностях активной биомассы (на биопленке), а для удаления этим способом загрязнений с повышенной концентрацией необходима соответственно повы-

шенная концентрация биомассы, т. е. может быть применен активный ил. Возможны также комбинации процессов обработки загрязнений активным илом в совокупности со стационарными слоями биопленки.

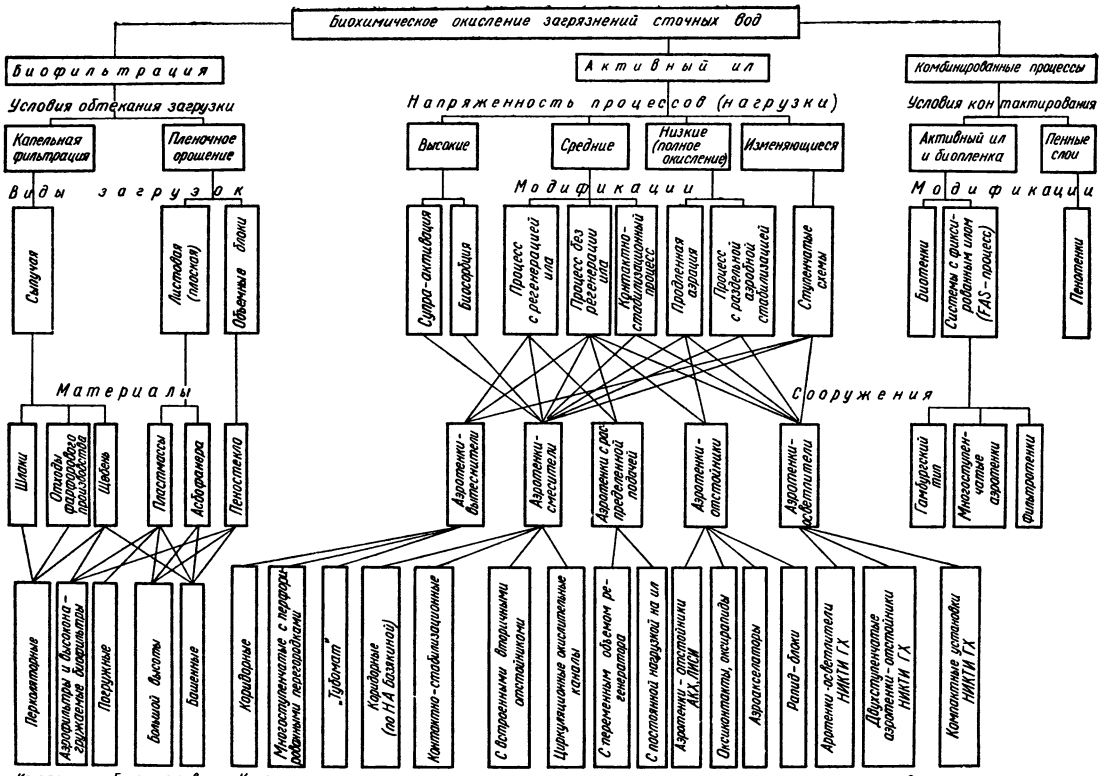
Кроме указанных факторов, имеет значение также количество обрабатываемых сточных вод (производительность очистных сооружений). Методы быстрого изъятия загрязнений из сточной жидкости связаны с задачей дальнейшей обработки изъятых загрязнений. Если расход сточных вод мал и концентрация загрязнений также невелика, нет необходимости в сложных сооружениях для обработки осадков. В таком случае можно применить биофильтры в комплексе с анаэробными сбраживателями. Если расход сточных вод мал, а концентрация взвешенных и коллоидных загрязнений велика, рационально применить метод совместного биохимического окисления всех загрязнений без их предварительного изъятия, так как при малых расходах увеличение объемов сооружений предпочтительнее, чем усложнение схемы. При повышенных расходах сточных вод рационально применять модификации процессов очистки, не вызывающие увеличенных объемов сооружений, так как при этом резко возросла бы их стоимость; в таких случаях грубодисперсные вещества рационально удалять методами быстрого изъятия (биосорбцией), а растворенные — ступенчатым биохимическим окислением.

Для выбора модификации процесса биохимической очистки рекомендуется технологическая классификация, основанная как на разновидности процессов, так и на скорости их протекания, с учетом конструктивных типов сооружений.

Согласно предлагаемой классификации технологических процессов могут применяться следующие технологические схемы: станции с биофильтрами (с пленочным и капельным орошением), высокоскоростные аэротенки (с супраактивацией или с процессом биосорбции), аэротенки с регенерацией ила или без нее, контактно-стабилизационные аэротенки, схемы с полным окислением загрязнений в одной емкости или с разделением фаз, ступенчатые схемы.

Биофильтры с капельной фильтрацией (орошением) имеют низкую окислительную мощность, очень чувствительны к повышению концентрации загрязнений и к гидравлической нагрузке. Поэтому их рационально применять для очистки весьма малых расходов сточных вод с низкой концентрацией загрязнений, находящихся преимущественно во взвешенном и коллоидном состоянии.

Биофильтры с пленочным орошением имеют лучшие условия аэрации биопленки, хотя и более сложную загрузку, чем капельные, поэтому могут применяться для очистки сточных вод от загрязнений со средними концентрациями, находящихся во взвешенном и коллоидном состоянии. Меньшее гидравлическое сопротивление загрузки с пленочным орошением (блочные типы) позволяют применять эти биофильтры в большем диапазоне производительности, чем капельные.



Технологическая классификация процессов биохимической очистки сточных вод

Схема аэротенков с методом супрааактивации может применяться для очистки средних и больших количеств сточных вод, загрязнения которых низкоконцентрированы и представлены в виде взвесей; при этом максимально используется объем вторичных отстойников. Например, если $БПК_{20}$ сточных вод не превышает 100 *мг/л*, то даже снижение ее на 80% позволит получить качество воды, требующееся по условиям сброса в крупные водоемы.

Схема аэротенков с процессом биосорбции основана на свойствах активного ила быстро удалять загрязнения из сточной жидкости за счет своих сорбционных и флокуляционных свойств. Эти свойства ила используются и в схемах супрааактивации и контакта-стабилизации, но позволяют создать и отдельную разновидность схем, конструируемых на базе аппаратов типа адсорберов. При этом предполагается высокий эффект изъятия загрязнений, если они преобладают в форме концентрированных, но легко отделяемых органических взвесей. При помощи батарей биосорбционных аппаратов можно будет быстро и эффективно удалять активным илом большие количества взвешенных загрязнений.

Схема аэротенков с регенерацией активного ила применяется на средних и крупных очистных станциях, на которые поступают сточные воды со средней и низкой концентрацией загрязнений в виде коллоидов и растворов.

Схема аэротенков без регенерации ила в коридорных сооружениях может применяться в той же области, что и предыдущая. Осуществление этой схемы с применением комбинированных аэрационных сооружений, имеющих псевдоожиженные слои активного ила, значительно расширяет область применения этой модификации в сторону повышенных концентраций загрязнений, а также для станций меньшей производительности. Это объясняется более глубоким протеканием процесса биохимического окисления в псевдоожиженных слоях активного ила и более высокой степенью очистки.

Схема с контактно-стабилизационным процессом похожа на схему с отдельной регенерацией, но отличается по своей количественной характеристике. Путем интенсивного перемешивания за счет применения систем механического аэрирования удается повысить сорбционные свойства ила, его сорбционную емкость и, следовательно, осуществить быстрое изъятие взвешенных и коллоидных загрязнений. В регенераторе в этом случае будут осуществляться процессы окисления сорбированных и восстановление сорбционной активности ила.

Аэротенки с регенераторами работают с окислением растворенных органических веществ в течение времени контакта ила со сточной жидкостью. Так как время контакта в контактно-стабилизационных аэротенках для этого недостаточно, схемы с контактно-стабилизационными аэротенками рационально применять для очистки сточных вод с преобладанием загрязнений во взвешенной и коллоидной фазах.

Схема с продленной аэрацией пригодна для малых количеств сточных вод, так как связана с длительной обработкой сточной жидкости, большими объемами сооружений. Процессы продленной аэрации протекают медленно, но глубоко, что обусловливает возможность минерализации части взвешенных органических веществ путем их ферментативного гидролиза и потребления клетками ила.

Схема очистки активным илом в режиме средних нагрузок с раздельной аэробной стабилизацией избыточного ила обеспечивает параметры процесса полного окисления и, в отличие от метода продленной аэрации, требует меньшего объема сооружений, но большего их числа. Эта схема рекомендуется для станций средней производительности, когда загрязнения сточных вод концентрированы, но хорошо подвергаются биологической очистке.

Таблица 29. **Ориентировочные пределы концентраций загрязнений городских сточных вод по фазово-дисперсному состоянию**

Концентрация, $г/м^3$	Фазово-дисперсное состояние		
	взвеси	коллоиды	молекулярные растворы
Высокая	150—300	300—500	500—1000
Средняя	100—150	100—300	200—500
Низкая	<100	<100	<200

Ступенчатые схемы биологической очистки предназначены для станций средней и большой производительности, когда загрязнения представлены в виде коллоидов и растворов и имеют высокую концентрацию.

При выборе той или иной схемы биологической очистки следует руководствоваться приближенными количественными характеристиками концентрации загрязнений в различном фазово-дисперсном состоянии. Рекомендуется пользоваться данными, полученными при экспериментальных исследованиях в НИКТИ ГХ для комплексов биохимической очистки (табл. 29). Если в конкретных условиях концентрации окажутся выше предельных, следует предусматривать сооружения для механической или физико-химической очистки с целью доведения их до рекомендуемых величин согласно выбранной технологической схеме биохимической очистки.

Различные модификации процессов биохимической очистки отличаются напряженностью их протекания, т. е. разными нагрузками на биомассу. Величиной нагрузки и заданным эффектом очистки определяется скорость окисления или изъятия загрязнений.

Нагрузки рассчитываются как на единицу количества биомассы по сухому или беззольному веществу, так и на единицу реакционного объема сооружения. Соответственно применяются термины «нагрузка на ил» l_S и «объемная нагрузка» l_W. Расчетные значения нагрузок определяются по начальной концентрации загрязнений, выражаемой через $БПК_5$ или $БПК_{полн}$.

Скорости окисления или изъятия загрязнений рассчитываются также на единицу количества биомассы, но определяются по снятой

Таблица 30. **Диапазоны основных технологических параметров, определяющих выбор модификации технологического процесса биохимической очистки сточных вод**

Наименование показателей	Единица измерения	Напряженность процесса				
		Активный ил			Биофильтрация	
		высоконагруженные	среднегруженные	низконагруженные	высоконагруженные	низконагруженные
Нагрузка на биомассу	*г* $БПК_5$/*г·сут*	1—1,5	0,3—1	0,05—0,2	0,2—0,5	0,04
Объемная нагрузка	*кг* $БПК_5$/*м*³/*сут*	1,5—3	1—1,5	0,3—1	0,7—3	0,2—0,3
Концентрация биомассы	*кг*/*м*³	1—2	2—3	3—4	3,25—6,5	4,75—7,12
Прирост биомассы	*г*/*г* (по снятой $БПК_5$)	0,6—1	0,2—0,6	0,04—0,2	0,6—0,8	0,2—0,4

концентрации $БПК_5$ или $БПК_{полн}$; величина снятой концентрации загрязнений, отнесенная к единице реакционного объема сооружения, называется окислительной мощностью.

Рекомендуемые диапазоны параметров, характеризующих различные напряженности процессов биохимической очистки сточных вод, приведены в табл. 30 (количество биомассы принято по сухому веществу).

В качестве реакционного объема при расчете нагрузок или окислительной мощности следует принимать объем, занимаемый биомассой. Для биофильтров — это объем тела загрузки, для аэротенков — это объем, занимаемый активным илом. В комплексах аэротенков с отдельно стоящими или встроенными отстойниками реакционный объем представляет сумму объемов аэротенков, иловой части вторичных отстойников и рабочего объема иловых резервуаров. В комбинированных аэрационных сооружениях

Таблица 31. **Шкала унифицированных технологических схем биохимической**

Системы канализования (группы)	Производительность станций, *м*³/*сут*	Фазово-дисперсное состояния преобладающих		
		Взвеси		
		высокая	средняя	низкая
Местные	До 12	ПА	БПО, ПА	БКО
Малые	25—100	ПА, АС	ПА, АС	БПО
	200—700	ПА, АС	ПА, АС	БПО
Поселковые	1400—4200	АС	АС	КС, СА
	7000—10000	АС	АС	КС, СА
Городские	17000—50000	Б	КС, АС	КС, СА
	64000—100000	Б	КС	КС, СА
	130000—280000	—	КС, Б	КС, СА
Районные	Свыше 280000	—	КС, Б	КС, СА

Примечание. Обозначения модификаций технологических схем: БКО — Биофильт неполную очистку (суправактивация); Б — биосорбция; АР — аэротенки с регенерацией; А — аэрация; АС — аэротенки с отдельной стабилизацией ила; С — ступенчатые схемы.

(аэротенках-осветлителях и аэротенках-отстойниках) — это объем всего сооружения, занимаемый жидкостью, минус объем защитных зон над уровнем ила в зонах осветления (отстаивания).

При выборе модификации процесса биохимической очистки необходимо согласовывать ее с типом аэрационного сооружения и способом разделения иловой смеси. Это должно определить возможную расчетную концентрацию активного ила и, следовательно, диапазон нагрузок.

Задачу выбора схемы очистки сточных вод проектировщику значительно облегчит предлагаемая шкала унифицированных технологических схем (табл. 31) с соответствующим технико-экономическим сравнением вариантов.

Пример 1. Концентрация загрязнений сточных вод по $БПК_5$ равна 200 *г/м*^{3}, по взвешенным веществам — 300 *г/м*^{3}, расход сточных вод составляет 20 тыс. *м*^{3}/сут, загрязнения — хозяйственно-бытового характера.

Хозяйственно-бытовые сточные воды можно очищать (согласно шкале) методами биосорбции либо в контактно-стабилизационных аэротенках, либо в аэротенках с отдельной стабилизацией ила, так как эти воды содержат взвесей — 34%, коллоидов — 27% и растворенных веществ — 39% (доля органических веществ в каждой группе загрязнений составляет соответственно 67%, 67% и 14%, т. е. биохимической очистке будут подвергаться преимущественно взвешенные и коллоидные загрязнения с преобладанием взвешенных). Поскольку контактно-стабилизационный процесс содержит в себе технологический элемент процесса биосорбции, принимаем два варианта — модификации КС и АС, из которых оптимальная определится путем технико-экономического сравнения.

Пример 2. Требуется запроектировать очистку сточных вод консервного завода, разбавленных городскими стоками. БПК смеси сточных вод составляет 500 *г/м*^{3}, концентрация взвешенных веществ — 400 *г/м*^{3}. На биохимическую очистку будет поступать сточная жидкость с БПК, равным 350 *г/м*^{3} и концентрацией взвешенных веществ 150 *г/м*^{3}. Расход сточных вод 3000 *м*^{3}/*сут*.

Учитывая, что сточная жидкость консервного завода в основном состоит из коллоидных загрязнений, концентрация которых согласно табл. 30 относится к высокой, принимаем ступенчатую схему очистки, компонуемую из аэротенков-

очистки сточных вод

загрязнений и их концентрация					
Коллоиды			Молекулярные растворы		
высокая	средняя	низкая	высокая	средняя	низкая
ПА	ПА, БКО	БКО	ПА, С	ПА	ПА
ПА, АС	БПО	ПА, С	ПА	ПА	ПА
АС, С	ПА	БПО	АС, С	ПА	ПА
С	А, АР	КС	С	ПА	ПА
С	А, АР	КС	С	ПА, А	—
С	АР	КС	С	А, АР	—
С	АР	КС	С	А, АР	—
С	АР	КС	С	А, АР	—
С	АР	КС	С	А, АР	—

ры с капельным орошением; БПО — биофильтры с пленочным орошением; СА — аэротенки на аэротенки без регенерации; КС — контактно-стабилизационные аэротенки; ПА — продленная

осветлителей. Принятые сооружения, согласно данным Укргипрокоммунстроя работают с расчетной концентрацией активного ила 4 *кг/м*^{3}, т. е. могут обеспечить работу схемы с понижением нагрузок в ходе процесса (табл. 30) с высоких до самых низких, при которых должен пройти процесс глубокого распада органических веществ.

Пример 3. При расходе сточных вод 200 тыс. *м*^{3}*/сут* загрязнения содержат отходы предприятий органического синтеза, т. е. растворенные вещества органического происхождения. Концентрация загрязнений по БПК составляет 350 *г/м*^{3}; промышленные стоки сбрасываются равномерно.

Принимаем модификацию аэротенков с регенерацией — типовые аэротенки-вытеснители. Аэротенки-смесители были бы более рациональными либо при неравномерном сбросе промышленных стоков, либо в том случае, если преобладают коллоидные загрязнения, способные к биокоагуляции.

Схемы станций с биофильтрами

Биофильтры могут быть использованы только для очистки сточных вод с низкой концентрацией загрязнений по взвешенным веществам, поэтому применение в схемах очистных станций с биофильтрами первичных отстойников обязательно. Поскольку биофильтры обладают низкой окислительной мощностью и не выдерживают больших концентраций загрязнений по БПК, применяют схемы с рециркуляцией очищенной воды путем перекачки ее насосами в начало технологической линии.

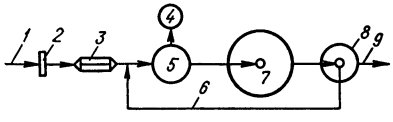


Рис. 14. Схема станций с биофильтром в одну ступень без рециркуляции:
1 — подача сточных вод; *2* — решетка; *3* — песколовка; *4* — анаэробный сбраживатель осадка; *5* — первичный отстойник; *6* — избыточный ил (отработанная пленка); *7* — биофильтр; *8* — вторичный отстойник; *9* — выпуск очищенной воды на обеззараживание и сброс.

Наиболее простыми являются схемы без рециркуляции, применяемые для очистки бытовых сточных вод с концентрацией загрязнений по $БПК_5$ до 100 *г/м*^{3} и по взвешенным веществам до 100 *г/м*^{3} (рис. 14). Сточная жидкость последовательно проходит решетку с прозорами 16 *мм*, затем песколовку, первичный отстойник, биофильтр и вторичный отстойник и отводится на обеззараживание и сброс. Осадок из первичного отстойника удаляется на анаэробное сбраживание в сапрофильных условиях; комплекс процессов отстаивания и обработки осадка, как правило, осуществляется в двухъярусных отстойниках либо в осветлителях-перегнивателях, являющихся по существу также двухъярусными отстойниками.

Оседающий во вторичном отстойнике избыточный ил (отторгнувшаяся биопленка) направляется в первичный отстойник, где обрабатывается совместно с сырым осадком.

При концентрациях загрязнений по $БПК_5$ до 200 *г/м*^{3} в схемах станций с биофильтрами применяют рециркуляцию. Как показано на рис. 15, очищенная вода после вторичного отстойника частично направляется в тело биофильтра. Насосы для перекачки рационально рассчитывать на общие расходы воды, прошедшей ме-

ханическую очистку, и воды, прошедший биологическую очистку, с тем, чтобы использовать приемный резервуар и насосы для смешения этих потоков. Избыточный ил из вторичного отстойника направляется в первичный отстойник.

Если повышена также концентрация взвешенных веществ (до 300 *г/м*³), рециркуляционный поток воды направляют перед первичным отстойником, куда целесообразно направить и ил из вторичного отстойника. В этом случае избыточный ил после отделения от потока, выходящего из биофильтра, смешивается с частью очищенной воды — рециркуляционным потоком, т. е. имеет место циклическое смешение и разделение иловой смеси в контуре рециркуляции. Это не оправдано, хотя избыточный ил в определенной мере и улучшает процесс первичного отстаивания, отдавая при этом излишнюю влагу в ходе совместного осаждения с более плотными и тяжелыми грубодисперсными примесями. Когда позволяет емкость септической камеры, рекомендуется направлять избыточный ил прямо в нее (рис. 15, *б*).

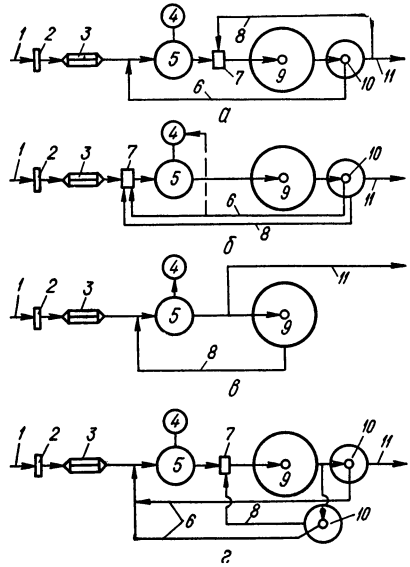


Рис. 15. Схемы станций с биофильтрами в одну ступень с рециркуляцией:

а — с рециркуляцией через биофильтр; *б* — с рециркуляцией через первичный отстойник и биофильтр; *в* — на неполную очистку; *г* — с промежуточным отстойником на линии рециркуляции; *1* — сточная жидкость; *2* — решетка; *3* — песколовка; *4* — септическая камера; *5* — первичный отстойник; *6* — избыточный ил; *7* — насосная станция; *8* — линия рециркуляции; *9* — биофильтр; *10* — вторичный отстойник; *11* — выпуск очищенной воды на обеззараживание и сброс.

Схемы с рециркуляцией требуют увеличения объемов сооружений пропорционально кратности рециркуляции. Правда, в схеме на рис. 15, *б* объем вторичного отстойника можно не увеличивать, если отбирать смесь ила и воды из зоны вблизи илового бункера и направлять ее в первичный отстойник, как рекомендуют исследователи ГДР [55], но при большой кратности рециркуляции может нарушиться работа вторичного отстойника из-за появления вихревого вращательного потока в зоне отбора рециркулирующей смеси («вихресток»).

Одной из разновидностей одноступенчатых схем станций с биофильтрами может быть схема для неполной очистки с рециркуляцией, в которой вода после первичного отстаивания удаляется частично на сброс и частично в биофильтр, а очищенная вода поступает после биофильтра в виде рециркуляционного потока полностью в голову сооружений (рис. 15, *в*).

Как вариант схемы с рециркуляцией возможно применение вторичного отстойника на рециркуляционной линии и отдельно на линии удаления очищенной воды. Хотя количество отстойников увеличивается, их суммарный объем и стоимость увеличиваются незначительно; технологические преимущества заключаются в повышении устойчивости работы сооружений и улучшении эффекта очистки. Кроме этого, применение двух вторичных отстойников, работающих независимо, повышает надежность работы всей станции в периоды ремонтов и прочисток, если предусмотрены необходимые коммуникации для взаимозаменяемости отстойников. При расширении станций, если отпадет необходимость в рециркуляции, один из вторичных отстойников может быть использован для вновь проектируемого биофильтра.

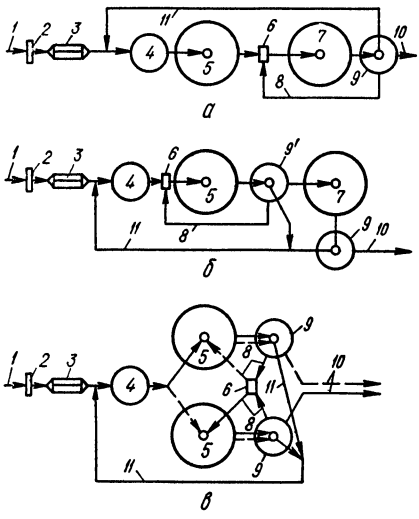


Рис. 16. Схемы станций с биофильтрами в две ступени:

а — с рециркуляцией на второй ступени; *б* — с рециркуляцией на первой ступени; *в* — с изменяющимися функциями биофильтров; *1* — сточная жидкость, *2* — решетка, *3* — песколовка; *4* — первичный отстойник; *5, 7* — биофильтры первой и второй ступеней; *6* — насосная станция; *8* — линии рециркуляции; *9* — вторичные отстойники; *10* — выпуск очищенной воды на обеззараживание и сброс; *11* — избыточный ил.

Биофильтры, соединенные по ступенчатой схеме, применяются при повышенных концентрациях загрязнений. При большом числе ступеней (например, шести) можно не устраивать промежуточных вторичных отстойников после каждой ступени, а лишь один в конце схемы.

Практически достаточно проектировать двухступенчатые схемы станций. В этих случаях сточная жидкость проходит последовательно через первичные отстойники, биофильтры первой ступени, вторичные отстойники первой ступени, биофильтры второй ступени и вторичные отстойники второй ступени («третичные» отстойники). Ступени следует располагать так, чтобы избежать излишних перекачек сточных вод.

В двухступенчатой схеме можно сочетать высоконагружаемые биофильтры, высоконагружаемые с низконагружаемыми, (орошаемые с капельными), низконагружаемые один с другим, а также биофильтры с аэротенками.

Проектирование двухступенчатых схем станций с биофильтрами с рециркуляцией в обеих ступенях [44] вряд ли можно считать обоснованными с технологической точки зрения, так как сама структура ступенчатой схемы предполагает высокие скорости процесса окисления на первой ступени и низкие на второй, а гидравлические пе-

регрузки, связанные с рециркуляцией, могут исказить такое распределение нагрузок. Рекомендуется проектировать ступенчатые схемы с рециркуляцией на одной из ступеней в зависимости от состава и концентрации загрязнений.

На рис. 16 приведены варианты двухступенчатых схем. Если загрязнения сточных вод имеют повышенную концентрацию, но легко окисляются биохимическим путем ($БПК_5$: ХПК = 0,6 ÷ 0,7), на первой ступени можно применить высоконагружаемый (орошаемый) биофильтр с пластмассовой загрузкой, которая, даже обрастая толстым слоем биопленки, не забивается и позволяет в короткое время снять значительную часть концентрации загрязнений (рис. 16, *а*). Жидкость, выходящая из биофильтра первой ступени, в этой схеме может иметь большое содержание взвеси — отторгнутой пленки, поэтому перед подачей на вторую ступень следует ее разбавить очищенной водой, т. е. осуществить рециркуляцию на второй ступени, а вторичного отстойника можно не предусматривать. Для достижения высокого эффекта очистки на второй ступени рекомендуется применить капельный биофильтр и рассчитать величину рециркуляции с учетом окислительной мощности низконагружаемого биофильтра. Если по условиям объекта не требуется очень высокий эффект очистки, на второй ступени может быть применен высоконагружаемый биофильтр.

Если загрязнения концентрированы и трудно окисляются ($БПК_5$: ХПК = 0,5 ÷ 0,6), рекомендуется схема с рециркуляцией на первой ступени (рис. 16, *б*). За счет рециркуляции снижается разбавлением концентрация, а капельный биофильтр обеспечивает окисление и трудноокисляемых загрязнений, так как процесс в нем достаточно длительный. На второй ступени также рекомендуется капельный биофильтр. В этой схеме вторичные отстойники следует предусматривать после каждой ступени.

Целесообразно проектировать ступенчатые схемы станций с вариантами возможных переключений (рис. 16, в) [55]. По одному варианту (изображен сплошной линией) сточная жидкость проходит через один из биофильтров, являющийся первой ступенью, затем через один из вторичных отстойников, затем насосом подается на второй биофильтр, являющийся в этом случае второй ступенью, и далее — на вторичный отстойник, связанный технологически с биофильтром второй ступени. По второму варианту (пунктирная линия) предусматривается обратное использование биофильтров и вторичных отстойников. Периодическое переключение биофильтров на работу в роли либо первой, либо второй ступени позволяет «промывать» загрузку, когда она после работы на первой ступени переходит на выполнение функций второй ступени.

Другой вариант описываемой схемы заключается в параллельной работе биофильтров и связанных с ними вторичных отстойников, т. е. в одну ступень (как с рециркуляцией, так и без нее). При переходе на одноступенчатый режим работы гидравлическая нагрузка на станцию может быть увеличена вдвое; это имеет решающее

значение в случаях, когда повышается расход сточных вод и уменьшается концентрация загрязнений.

В схеме на рис. 16, *в* рекомендуется применять башенные биофильтры или биофильтры большой высоты с блочными видами загрузок; биофильтры (или обе группы) в схеме должны быть конструктивно одинаковыми.

Сочетание в двухступенчатых схемах аэротенков на первой ступени и биофильтров на второй обосновано, если необходимо расширить станцию с капельными биофильтрами. Биофильтр тогда становится сооружением доочистки, а аэротенк рассчитывается на неполную очистку.

Существуют сложные многоступенчатые схемы, в которые входят биофильтры. Такие схемы можно проектировать в случаях, когда применяется комбинированный био-физико-химический метод очистки. Например, если промышленные сточные воды содержат загрязнения в трудно- и легкоокисляемой формах, принимается схема очистки из последовательно соединенных песчаных фильтров либо фильтров с иной зернистой загрузкой, работающей в режиме контактной коагуляции, биологических фильтров, в которых удаляется значительная часть растворенных органических загрязнений малой концентрации, и угольных фильтров, в которых удаляются остаточные органические загрязнения за счет сорбции их активированным углем.

Такую схему целесообразно проектировать из сооружений типа колонн или вертикальных резервуаров.

Роль биологического фильтра в такой схеме заключается в том, что он удаляет большое количество органических загрязнений с относительно невысоким эффектом очистки и позволяет наиболее полно использовать сорбционные свойства биопленки для достижения максимального эффекта очистки в целом по схеме.

Схемы комплексов с аэротенками

Разнообразие технологических схем аэротенков связано с совершенствованием метода очистки вод активным илом.

Основные положения метода очистки активным илом не изменились за 60 лет его существования, лишь получили дальнейшее прикладное развитие и конструктивное оформление.

Существуют самые разнообразные схемы аэротенков и их комплексов, но в целом их можно объединить в шкалу унифицированных схем, приведенную в табл. 31. Проектируя технологические схемы сооружений с очисткой активным илом, необходимо предусматривать определенную их гибкость, чтобы можно было варьировать режимы условий эксплуатации в зависимости от изменяющегося количества и качества загрязнений сточных вод.

В случаях повышенных концентраций загрязнений может ока-

заться рациональным предусмотреть рециркуляцию части очищенной воды из вторичного отстойника (осветлителя) в усреднитель перед аэротенками, причем обеспечивается разбавление пиковых значений концентраций загрязнений. При такой схеме увеличивается объем вторичного отстойника, но уменьшается объем усреднителя. При резких колебаниях концентраций загрязнений можно вообще отказаться от усреднителя, возложив косвенно его функции на вторичный отстойник при необходимой степени рециркуляции очи-

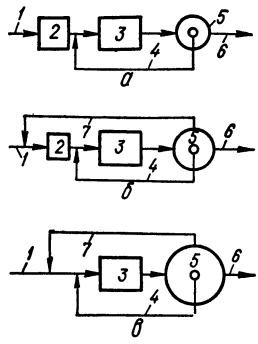


Рис. 17. Варианты применения усреднителей в схемах очистки сточных вод в аэротенках:

а — схема с усреднителем и рециркуляцией ила в системе аэротенк — вторичный отстойник; *б* — схема с усреднителем и двумя линиями рециркуляции (вода и ил.); *в* — схема без усреднителя и с двумя линиями рециркуляции; *1* — сточная жидкость; *2* — усреднитель; *3* — аэротенк; *4* — линия возвратного ила; *5* — вторичный отстойник; *6* — очищенная вода; *7* линия рециркуляции очищенной воды

щенной воды и возвратного ила (рис. 17). При проектировании станций средней производительности рекомендуется произвести сравнительные расчеты вариантов с усреднителями или с рециркуляцией очищенной воды в часы пиковых (максимальных) значений концентраций загрязнений.

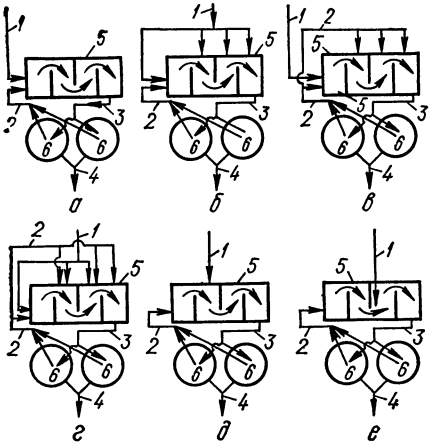


Рис. 18. Варианты технологических схем аэротенков-вытеснителей:

а — без регенерации ила; *б* — без регенерации ила с подачей стоков по методу Гоулда; *в* — по методу Н А Базякиной; *г* — с комбинированным режимом «смешение-вытеснение»; *д* — с 25% регенерацией ила; *е* — с 50% регенерацией ила; *1* — сточная жидкость; *2* — возвратный активный ил; *3* — иловая смесь; *4* — очищенная вода; *5* — аэротенк; *6* — вторичные отстойники

На рис. 18 приведены варианты схем работы отдельных аэротенков в общем комплексе биохимической очистки. Эти схемы приведены, в частности, для четырехкоридорных аэротенков-вытеснителей.

Схема на рис. 18, *а* работает без регенерации ила в режиме последовательного вытеснения реагирующей смеси сточной жидкости и активного ила (см. табл. 31, модификации А и СА). Схема *б* работает также без регенерации возвратного ила, но с так называемой ступенчатой подачей сточных вод в коридоры (ступени) аэротенка, и известна как метод Гоулда. В этой схеме возвратный ил, поступающий из вторичных отстойников в первый коридор, не испытывает больших нагрузок и частично регенерируется, нагружаясь далее по мере прохождения через аэротенки. В конце аэротенка, хотя и поступают загрязне-

ния, ил не испытывает нагрузок, а процессы окисления могут протекать достаточно глубоко.

Схема *в* отличается от схемы *б* тем, что в этом случае сточная вода подается сосредоточенно в первый коридор аэротенка, а возвратный ил распределяется во все коридоры [41]. Такая схема позволяет уменьшать нагрузки на ил по длине пути прохождения смеси в аэротенке и устранить влияние на процесс осевого смешения, которое искажает условие вытеснения. Это достигается как бы раздельным движением реагирующей смеси и адаптированного к определенной фазе активного ила, на который осевое смешение не влияет в данных условиях.

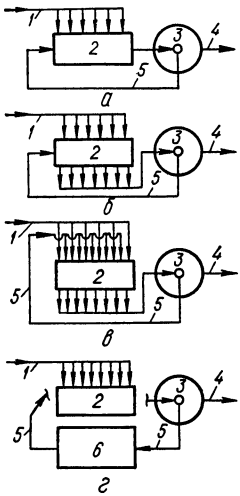


Рис. 19. Варианты технологических схем аэротенков-смесителей:

а — с рассредоточенным впуском сточной жидкости; *б* — с поперечным проточным бассейном; *в* — аэротенк-смеситель Н. А. Базякиной; *г* — с отдельной регенерацией ила; *1* — сточная жидкость; *2* — аэротенк; *3* — вторичный отстойник; *4* — очищенная вода; *5* — возвратный ил; *6* — регенератор.

В схеме *г* ил и сточная вода подаются рассредоточенно во все коридоры. Эта схема привела к созданию аэротенков-смесителей, в которых ил и стоки подаются вдоль длинной стороны бескоридорного аэротенка, а смесь удаляется вдоль противоположной стороны. Схема *г* с аэротенками-вытеснителями является универсальной, так как позволяет осуществить работу аэротенков во всех вариантах технологических схем, включая и схемы с регенерацией ила.

Схемы *д* и *е* отличаются одна от другой только количеством коридоров, выделяемых под регенераторы (25 или 50% объема для четырехкоридорных аэротенков).

Если условия объекта канализования требуют применения аэротенков-смесителей (см. табл. 27 — модификации КС, ПА, АС, С), целесообразно было бы осуществлять такой режим за счет применения конструкции коридорного аэротенка согласно варианту *г* на рис. 18. Для этих целей существуют многочисленные типы конструкций аэротенков-смесителей, схемы которых приведены на рис. 19 (в данном случае речь идет об аэротенках-смесителях с отдельно стоящими вторичными отстойниками).

Схема *а* на рис. 19 в принципе аналогична схеме *б* на рис. 18. В нашей стране она получила название схемы с рассредоточенным впуском сточных вод [49] и применяется на городских станциях канализации с низкоконцентрированными загрязнениями сточных вод, поступающих с повышенным коэффициентом неравномерности.

В схеме *б* на рис. 19 сточная жидкость поступает по длинной стороне аэротенка рассредоточенно, иловая смесь также рассредо-

точенно отводится вдоль противоположной стороны аэротенка, а возвратный ил подается в аэротенк сосредоточенно в одном из торцов бассейна. Эта схема носит название «поперечного проточного бассейна» [55] и была предложена для равномерного распределения объемных нагрузок, что в общем не имеет под собой веской технологической основы. Эту схему можно констатировать как переходную к схеме аэротенка на полное смешение.

Схема *в* выражает принцип работы аэротенка на полное смешение и получила большое распространение для очистки промышленных сточных вод. Согласно этой схеме сточная жидкость и возвратный ил подаются вдоль одной и той же длинной стороны аэротенка, а иловая смесь также сосредоточенно отводится вдоль противоположной стороны. В сооружении происходит одновременное и интенсивное смешение реагирующих масс во всем объеме, т. е. такой аэротенк практически является реактором полного смешения.

Аэротенки-смесители с отдельно стоящими вторичными отстойниками могут работать как с регенерацией, так и без регенерации активного ила, но в силу конструктивных особенностей регенерация осуществляется в отдельном сооружении. На схеме *г* представлен аэротенк-смеситель с отдельной регенерацией ила; режим работы аэротенка не зависит от способа подачи регенерированного ила и отвода иловой смеси (на схеме эти линии показаны с обрывами).

В случае применения отдельной регенерации ила в схеме аэротенка-смесителя на полное смешение регенерированный ил вступает в контакт с загрязнениями в аэротенке одновременно в одинаковых условиях во всем объеме, поэтому протекание процесса будет обусловливаться величиной нагрузки на ил (массовой нагрузки).

Если нагрузки на ил высокие, в аэротенке произойдет только быстрое изъятие загрязнений илом как биосорбентом. Такая модификация процесса получила название контактно-стабилизационного. В аэротенке, являющемся бассейном контакта, происходит только изъятие, а в регенераторе, т. е. бассейне стабилизации — окисление изъятых загрязнений, регенерация ила и стабилизирование его свойств, необходимых для последующего быстрого изъятия. В процессе изъятия загрязнений технологически участвует также вторичный отстойник.

С целью использования преимуществ биосорбционного процесса (высокой скорости протекания) в контактно-стабилизационных аэротенках применяют механические аэраторы.

Аэротенки-вытеснители и аэротенки-смесители, работающие с регенерацией возвратного ила, в ходе эксплуатации воспринимают переменную нагрузку; компенсируется это изменением степени рециркуляции ила, что не всегда может обеспечить необходимую гибкость схемы. Изменение степени рециркуляции ила ограничивается, во-первых, величиной илового запаса в системе, и во-вторых, диапазоном допустимых гидравлических нагрузок на вторичные отстойники.

Более гибким может быть регулирование процесса объемом регенераторов. Аэротенк с регенератором переменного объема позволяет варьировать этот объем от 25 до 75% общего объема сооружения [2].

На рис. 20 представлена схема аэротенка с переменным объемом регенератора. Лоток для подачи сточной жидкости (в обе стороны) располагается на средней перегородке четырехкоридорного аэротенка и оборудован рядами регулируемых отверстий, через которые изливается сточная жидкость. Излив может происходить через любое количество отверстий, даже через одно. В зависимости от качества и концентрации загрязнений можно, изменяя места и систему подачи стоков, использовать в качестве регенератора любую длину первых трех коридоров аэротенка.

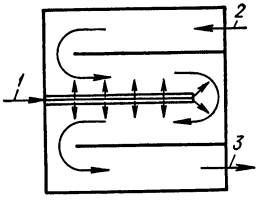


Рис. 20. Схема аэротенка с переменным объемом регенератора:
1 — сточная жидкость; *2* — возвратный ил из вторичных отстойников; *3* — иловая смесь на вторичные отстойники

Применение аэротенка с переменным объемом регенератора позволяет осуществить стабильную работу комплекса биологической очистки при изменениях концентраций и состава загрязнений, не нарушая работу вторичных отстойников. Рассредоточенная подача сточной жидкости по лотку позволяет осуществлять режим смешения (неполного), т. е. аэротенк может работать как вытеснитель, как смеситель и в комбинированном режиме с регенерацией ила.

Другая разновидность комбинированных схем аэротенков — схема с постоянной нагрузкой на ил, при которой возвратный ил подается сосредоточенно в начале коридорного аэротенка, а сточная жидкость поступает неравномерно рассредоточенно по длине аэротенка. Определенная закономерность рассредоточения воды по ходу ее поступления в аэротенк обеспечивает равномерную нагрузку на ил, как в аэротенках-смесителях, но достаточно высокую степень очистки, как в аэротенках-вытеснителях, а также почти равномерное потребление кислорода, отвечающее его подаче, что делает процесс экономичным.

Схемы с применением аэротенков-смесителей значительно упрощаются, если применить комбинированные аэротенки-отстойники или аэротенки-осветлители. Из схем исключаются системы возвратного ила, внешние по отношению к аэротенкам, так как рециркуляция ила осуществляется внутри сооружения.

Схемы аэрационных сооружений малой и средней производительности могут быть разделены на две группы — с процессом продленной аэрации и с раздельной аэробной стабилизацией ила.

Принципиальная схема станции биологической очистки с продленной аэрацией представлена на рис. 21, *а*. Сточная жидкость проходит последовательно решетку, песколовку и направляется в аэротенк продленной аэрации. На схеме пунктиром

показано первичное отстаивание, необходимое только при концентрации взвешенных веществ в сточной жидкости свыше 300 *г/м*³; если такая необходимость возникает, рекомендуется применить двухъярусный отстойник или осветлитель-перегниватель, из которого сброженный осадок выпускается на иловые площадки. В аэротенке продленной аэрации загрязнения минерализуются стабилизированным илом, иловая смесь направляется затем во вторичный отстойник и далее на обеззараживание и сброс. Если по местным условиям требуется доочистка или использование очищенной воды в целях орошения или повторного использования, в схему

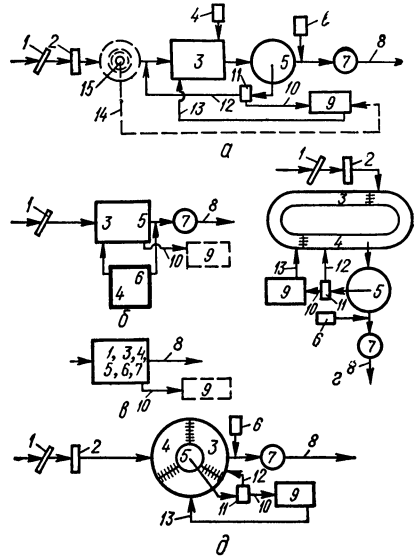


Рис. 21. Варианты схем очистных комплексов с процессом продленной аэрации:

а — принципиальная технологическая схема; *б* — схема с компактными установками типа БИО; *в* — то же, типа УКО; *г* — схема с циркуляционным окислительным каналом; *д* — схема с аэрookислителем радиального типа; *1* — решетка; *2* — песколовка; *3* — аэротенк; *4* — воздуходувка; *5* — вторичный отстойник; *6* — хлораторная; *7* — контактный резервуар; *8* — очищенная вода после обеззараживания; *9* — устройство для обработки осадка и избыточного ила; *10* — избыточный ил; 11 — иловая насосная станция; *12* — возвратный ил; *13* — дренажная вода; *14* — сброженный осадок; *15* — первичный отстойник, совмещенный с камерой сбраживания осадка.

включаются соответствующие сооружения. Избыточный минерализованный ил сбрасывается на сооружения для его обработки (наземные или подземные иловые площадки, вывоз на другие действующие сооружения, механическая или термическая обработка).

В зависимости от вида сооружения продленной аэрации эта принципиальная схема может иметь различные варианты (рис. 21). Схема *б* применяется при использовании компактных установок заводского изготовления типа БИО в качестве основного технологического блока. В этом случае отпадает необходимость в песколовках (установки типа БИО рекомендованы для станций производительностью до 100 *м*³/*сут*), во вторичных отстойниках и системе рециркуляции ила, так как сооружение типа БИО является аэротенком-отстойником. Устройство для обработки избыточного ила показано пунктиром и рекомендуется при невозможности вывоза ила. В состав схемы с установкой БИО входит вспомогательное здание, в котором размещаются воздуходувки и хлораторная.

Если в качестве сооружения продленной аэрации применяется компактная установка типа УКО, принципиальная схема в конструктивном отношении еще более упрощается (рис. 21). Устройства доочистки и приема очищенной воды, обработки избыточного ила такие же, как и в схеме с БИО.

Схема станции с ЦОК (рис. 21, *г*) в отличие от принципиальной схемы *а* имеет только систему аэрации механического типа (роторные аэраторы). Схема станции с АРТ отличается от схемы станции с ЦОК лишь компоновкой аэротенка и вторичного отстойника в виде концентрически расположенных секций одного блока (рис. 21, *д*).

Биохимическая очистка загрязнений сточных вод активным илом с отдельной аэробной стабилизацией ила основана на уменьшении объемов аэротенков за счет повышения нагрузок и «доокисления» избыточного ила, прирастающего в большем количестве и с меньшей зольностью, чем при продленной аэрации. Это позволяет создавать компактные установки повышенной производительности при сохранении конструкции заводского изготовления, а также проектировать довольно простые и малогабаритные очистные станции канализации при относительно невысокой концентрации загрязнений по БПК.

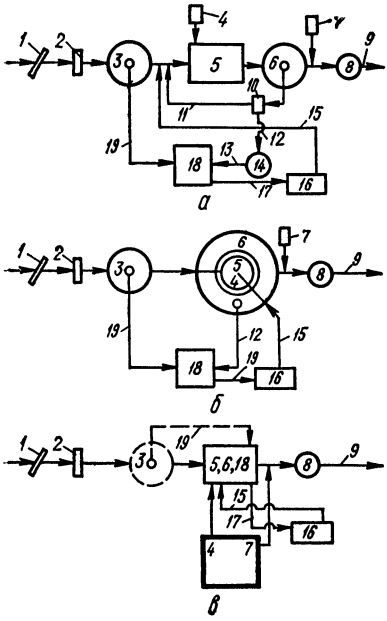


Рис. 22. Варианты схем очистных комплексов с отдельной аэробной стабилизацией ила:

а — принципиальная технологическая схема; *б* — схема с аэроакселатором; *в* — схема с компактной установкой КУ-200; *1* — решетка; *2* — песколовка; *3* — первичный отстойник; *4* — воздуходувки; *5* — аэротенк; *6* — вторичный отстойник; *7* — хлораторная; *8* — контактный резервуар; *9* — очищенная вода; *10* — иловая насосная станция; *11* — возвратный ил; *12* — неуплотненный избыточный ил; *13* — уплотненный избыточный ил; *14* — илоуплотнитель; *15* — дренажная вода; *16* — иловые площадки; *17* — стабилизированная смесь; *18* — аэробный стабилизатор; *19* — сырой осадок.

На рис. 22 представлена принципиальная технологическая схема очистной станции с отдельной аэробной стабилизацией избыточного ила в его смеси с сырым осадком. Сточная жидкость, пройдя решетку и песколовку, осветляется в первичном отстойнике и поступает в аэротенк, где подвергается очистке активным илом в режиме средних нагрузок. Биологически очищенная вода после вторичного отстойника обеззараживается и удаляется на сброс или доочистку и дальнейшее использование. Избыточный ил, удаляемый через ответвление на напорной линии возвратного ила (если применены отдельно стоящие вторичные отстойники) или из зоны отстаивания (если применены комбинированные сооружения), направляется в аэробный стабилизатор, куда также поступает осадок из первичного отстойника. В аэробном стабилизаторе происходит минерализация сырого осадка и избыточного активного ила; минерализованная смесь затем удаляется на сооружения по обезвоживанию осадка.

На очистных сооружениях средней производительности в схемах с отдельной аэробной стабилизацией рационально применить комбинированные сооружения, например, аэротенки-осветлители или аэротенки-отстойники (аэроакселаторы). Эти сооружения хорошо работают в комплексе с первичными отстойниками, так как в них поддерживается высокая концентрация активного ила, который не следует «засорять» грубодисперсными примесями. На схеме рис. 22, *б* представлены основные технологические связи комплекса станции с отдельной стабилизацией ила на базе аэроакселаторов с механической аэрацией (турбоаэратором). Аэроакселатор может работать с высокой концентрацией активного ила (до 8 *кг/м*^{3}), избыточный ил может иметь относительно низкую влажность (99—99,2%). Однако при повышенных концентрациях загрязнений, когда прирост ила оказывается высоким (0,6—0,8 *г/г* $БПК_5$), рентабельным может быть применение илоуплотнителя. Кроме того, применение комбинированного аэрационного сооружения исключает необходимость в системе возврата ила, поскольку это происходит внутри аэроакселатора произвольно.

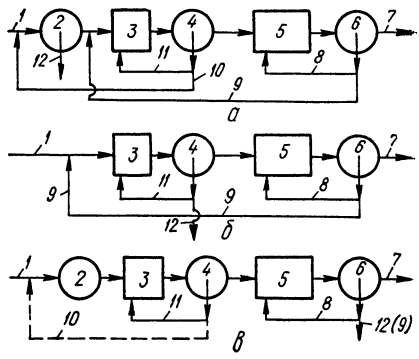


Рис. 23. Варианты ступенчатых схем аэротенков:

а — «традиционная» схема; *б* — схема без первичного отстаивания; *в* — схема с минерализацией ила во второй ступени; *1* — сточная жидкость; *2* — первичный отстойник; *3* — аэротенк первой ступени; *4* — вторичный отстойник первой ступени; *5* — аэротенк второй ступени; *6* — вторичный отстойник второй ступени; *7* — очищенная вода; *8* — возвратный ил второй ступени; *9* — избыточный ил второй (последней) ступени; *10* — избыточный ил первой ступени; *11* — то же, возвратный; *12* — удаление осадка (ила) на обработку.

В схеме на рис. 22, *в* применена компактная установка заводского изготовления типа КУ-200, в которой в блоке емкостей совмещены аэротенк, вторичный отстойник и аэробный стабилизатор. Первичный отстойник в этом случае необходим только при концентрации взвешенных веществ в сточных водах более 300 *г/м*^{3}.

Предварительно осветленная сточная жидкость очищается в комплексе аэротенк — отдельно стоящий вторичный отстойник, но возврат ила осуществляется эрлифтами, подключенными к общей воздушной магистрали. Избыточный ил пропускается в секцию аэробной стабилизации, снабженную системой пневматической аэрации, питающейся также от общей воздушной сети. В эту же секцию направляется и осадок из первичного отстойника, если он предусматривается в схеме. Хлораторная и воздуходувка совмещены, как и в схеме с БИО, в одном здании-блоке.

Существует вариант установки КУ-200 с турбинными аэраторами. В этом случае не требуется устройство вспомогательного здания-блока. Возврат ила из вторичного отстойника (средней секции

емкостного блока) в аэротенк осуществляется за счет подсасывающего действия турбоаэратора.

При высоких концентрациях загрязнений сточных вод по БПК ($БПК_{20}$ более 300 *г/м*³) применяют ступенчатые схемы биохимической очистки. Основной принцип конструирования ступенчатых схем — разделение активного ила с однородным составом на каждой ступени, т. е. строго адаптированного к определенной фазе процесса биохимического окисления.

На рис. 23 представлены некоторые принципиальные ступенчатые схемы аэротенков. Схема *а* является наиболее распространенной. Очищенная вода удаляется на обеззараживание и сброс либо на доочистку и повторное использование. Каждая из ступеней имеет свою систему рециркуляции ила; избыточный ил удаляется из обеих ступеней.

Согласно исследованиям, проведенным в НИКТИ ГХ, технологически целесообразно избыточный ил из второй ступени удалять только на сооружение по обработке осадка (после уплотнения), а избыточный ил из аэротенков первой ступени удалять в первичный отстойник (как в схеме *а*), где он может потребить часть биогенных веществ, нужных илу в аэротенке первой ступени. Можно вообще не удалять ил из первой ступени, допуская вынос в аэротенки второй ступени. Последнее обстоятельство не нарушает принципа сегрегирования или по ступеням, так как в условиях низких нагрузок в аэротенках второй ступени ил, вынесенный из вторичных отстойников первой ступени, будет минерализован как субстрат.

Используя явление минерализации ила в условиях низких нагрузок, аналогичных процессу полного окисления, можно получить в ступенчатых схемах аэротенков избыточный ил, не требующий дальнейшей обработки, кроме обезвоживания и дегельминтизации, как ил из аэротенков, работающих с полным окислением.

Конструктивные схемы сооружений биохимической очистки

Конструкции сооружений для биохимической очистки сточных вод постоянно совершенствуются с совершенствованием технологических процессов и, соответственно, схем очистных станций. Основными направлениями при этом являются конструирование сооружений из сборных крупногабаритных элементов и разработка конструктивно-технологических сблокированных комплексов.

Конструктивные схемы биофильтров малой высоты с сыпучей загрузкой унифицированы на базе единых сборных железобетонных конструкций стен и вспомогательных элементов на монолитном днище, различные размеры сооружений обеспечиваются различными наборами элементов. Варианты конструктивных схем биофильтров малой высоты с сыпучей загрузкой на различные производительности, применяемые в СССР, приведены в табл. 32.

Таблица 32. **Варианты конструктивных схем типовых биофильтров малой высоты с сыпучей загрузкой**

Производительность, $м^3/сут$	$БПК_{20}$, $г/м^3$	Высота, $м$	Размеры секций в плане, $м$	Количество секций	Общая стоимость, тыс. руб.	Типовой проект
2200	25 15	3 4	6×12	2	60,94 71,95	902-2-106
4400	25 15	3 4	12×12	2	91,25 105,53	902-2-107
8800	25 15	3 4	12×12	4	156,14 180,4	902-2-108
13 000	25 15	3 4	12×18	4	210,45 241,9	902-2-109

Примечание. Здесь приведена $БПК_{20}$ конечная: начальная равна 110 $г/м^3$ независимо от производительности биофильтров. Производительность типовых биофильтров для исходной концентрации загрязнений $БПК_{20}$, равной 300 $г/м^3$, следует уменьшать приблизительно в 3 раза и проверять расчетом

Конструктивные схемы биофильтров с блочной загрузкой в СССР пока не типизированы; существует несколько экспериментальных и индивидуальных проектов этих сооружений. В практику внедрены индивидуальные проекты башенных биофильтров с блочной загрузкой из пеностекла, которые зарекомендовали себя с положительной стороны. В табл. 33 приведены основные характеристики биофильтров с блочной загрузкой.

Конструктивные схемы аэротенков отличаются большим разнообразием, обусловливаемым широкой областью применения.

Таблица 33. **Характеристика конструктивных схем биофильтров с блочной загрузкой**

Производительность, тыс. $м^3/сут$	Разделы, $м$		Материал загрузки	$БПК_{20}$, $г/м^3$		Стоимость, тыс руб.	Разработчик
	высота	диаметр		исходная	конечная		
8,5 15	4	18 24	Пеностекло	200	15	154 256	Укргипрокоммунстрой
0,2/1,4	5,25	2/5,75 4×4 2/5,75	Полиэтилен Асбоцемент	300	20	3,3/27,2 2/46 4,3/37,5	Союзводоканалпроект
0,2	8	3	Пеностекло	200	15	16	Укркурортпроект
0,3	16	3,5		300		26	Укргипросахар

Примечание Дробью приведены варианты диаметров и соответствующие стоимости сооружений

Таблица 34. **Конструктивные характеристики коридорных аэротенков (одной секции)**

Производительность, тыс. м³/сут	Емкость секции, м³	Количество коридоров, шт.	Размеры, м				Стоимость, тыс. руб.	Типовой проект
			длина		ширина	глубина		
			без вставок	максимальная со вставками				
Аэротенки-вытеснители								
10	1040—1730 1420—2380	2	36	60	4,5	3,2 4,4	26,4—38 35,1—52,3	902-2-195
12,5	1560—2600 2140—3560	3				4,4 5	31,9—47,6 41,2—63	902-2-192
20	2530—3800 2880—4320	2	48	72	6	4,4 5,0	49,6—70,5 57,3—81	902-2-196
	2070—3800 2850—5230	4	36	66	4,5	3,2 4,4	44,9—60,5 59,7—81,6	902-2-178
30	3800—5700 4320—6480	3	48	72	6	4,4 5	60,1—83,7 68,2—96,2	902-2-193
35	6180—8550 7020—9720	2	78	108	9	4,4 5	76,9—118,1 87,3—138,2	902-2-197
	5700—9500 6480—10800	4	54	84	6	4,4 5	109,5—146,6 125,1—169,3	902-2-179
50 *	9270—12830 10530—14280	3	78	108	9	4,4 5	107,5—139,5 121,4—159,9	902-2-194
80 *	13300—18050 15120—20500	4	84	114		4,4 5	160,9—197,5 182,3—230	902-2-180
Аэротенки-смесители								
10	6700	3	84		6	5	117	902-2-211
35	22460	4	120		9	5,2	314	902-2-120/72

Примечание. Производительность 50 и 80 *тыс. м³/сут* рассчитана по СНиП II-32-72, прил. 4, остальные приведены по данным типовых проектов.

Наиболее распространены коридорные типы аэротенков, работающие как вытеснители, смесители и с комбинированными режимами. В последние годы получают также распространение комбинированные аэрационные сооружения, контактно-стабилизационные аэротенки, новые виды аэротенков малой производительности, сблокированные комплексы с аэротенками.

Коридорные аэротенки сконструированы из типовых сборных

железобетонных элементов, причем для каждого типоразмера аэротенка разработаны 6-метровые вставки такого же поперечного сечения, что позволяет варьировать производительность, компонуя 4 типа секций в блоке (табл. 34).

Аэротенки-вытеснители разработаны с возможностью выделения определенного объема под регенераторы. Двухкоридорные аэротенки-вытеснители могут работать с 50%-ой регенерацией и без нее, трехкоридорные — с 33 и 67%-ной регенерацией, а четырехкоридорные — с 25 и 50%-ной регенерацией.

Каждый типовой проект коридорных аэротенков имеет два варианта глубины сооружений: для концентраций загрязнений сточных вод 150 и 300 *г/м*^{3} по $БПК_{20}$. Расчет производительности аэротенков для других переходных значений концентраций загрязнений следует производить в каждом отдельном случае, руководствуясь объемами аэротенков выбранного типоразмера и определяя при этом необходимое число вставок.

Трехкоридорные аэротенки-смесители разработаны в виде блоков из 4, 5 и 6 секций, а четырехкоридорные — из 3, 4, 5, 6, 7 и 8 секций.

Сточная жидкость поступает в аэротенки-смесители рассредоточенно по длине коридоров, изливаясь через отверстия с подвижными водосливами, а возвратный активный ил — сосредоточенно в началах коридоров. Таким образом, в коридорных аэротенках-смесителях может быть осуществлен комбинированный режим с постоянной нагрузкой на ил, например, режим с неравномерно распределенной подачей сточных вод.

Из бескоридорных аэротенков-смесителей все более широкое применение получают сооружения с механической аэрацией. Аэротенки с роторными аэраторами производительностью 400, 700 и 1100 *м*^{3}/*сут* разработаны Союзводоканалпроектом на уровне типовых (типовые проекты № 902-2-94, 902-2-95 и 902-2-96) и являются в сущности циркуляционными окислительными каналами, которые работают со средними нагрузками на ил. Экспериментальные проекты высокопроизводительных аэротенков с турбинными аэраторами разработаны ЦНИИЭП ИО, контактно-стабилизационных аэротенков — Укргипрокоммунстроем.

В НИКТИ ГХ МЖКХ УССР разработаны три типоразмера контактно-стабилизационных аэротенков производительностью секции 10000, 12000 и 100000 *м*^{3}/*сут*. Экспериментальный проект Укргипрокоммунстроя 10 тыс. *м*^{3}/*сут* реализован на ряде объектов. Конструкция и схема работы сооружения представлены на рис. 24. Сточная жидкость после первичного отстаивания поступает в бассейн контакта, где быстро смешивается с активным илом, который входит через водослив из бассейна стабилизации. Иловая смесь аэрируется механическими турбинными аэраторами в течение 30—45 *мин*, затем направляется во вторичные отстойники. Возвратный ил из вторичных отстойников поступает в бассейн стабилизации, где в течение 5—7 *ч* происходит окисление загрязнений,

регенерация ила и стабилизирование его состава. При расчетных параметрах контактно-стабилизационного процесса удельный расход электроэнергии составляет 0,73 *квт-ч* на 1 *кг* снятой $БПК_5$ или 0,16 *квт-ч* на 1 $м^3$ сточных вод.

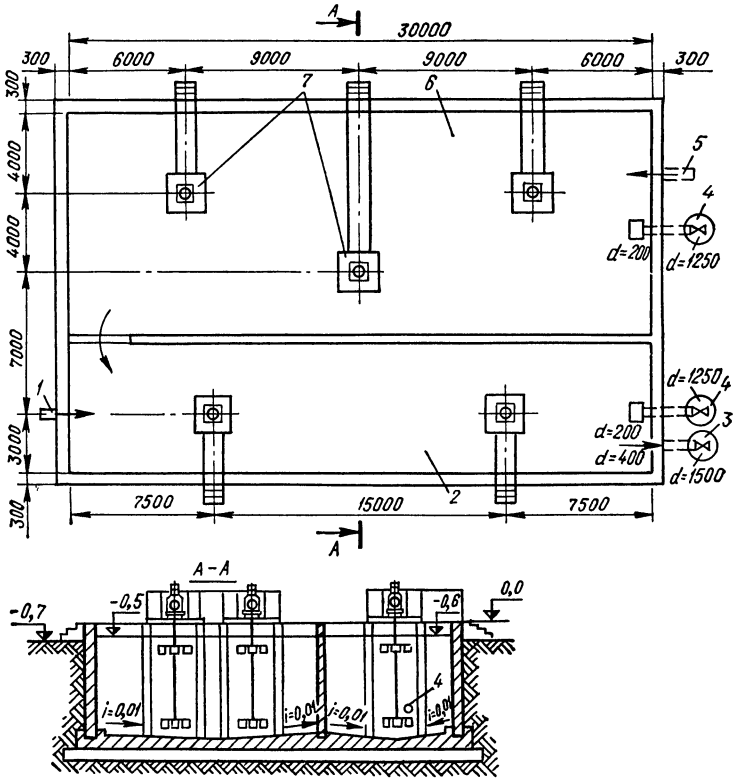


Рис. 24. Конструктивная схема контактно-стабилизационного аэротенка производительностью секции 10 000 $м^3$/сут:

1 — впуск сточной жидкости; *2* — бассейн контакта; *3* — удаление иловой смеси на вторичные отстойники; *4* — опорожнение бассейнов; *5* — возвратный ил из вторичных отстойников; *6* — бассейн стабилизации, *7* — турбоаэраторы.

Контактно-стабилизационные аэротенки производительностью секций 10 и 12 тыс. $м^3/сут$ оборудуются турбоаэраторами типа ТА2 с рабочей глубиной 3 *м*, а аэротенки с секциями на 100 тыс. $м^3/сут$ — турбоаэраторами ТА1 с рабочей глубиной 4,5—5 *м*.

Комплексы биохимической очистки сточных вод с контактно-стабилизационными аэротенками рекомендуется оборудовать вторичными радиальными отстойниками с илососами. При привязке экспериментальных проектов необходимо предусматривать механизмы для обслуживания турбоаэраторов.

Конструирование схем комбинированных аэраци-

онных сооружений происходит по двум направлениям: конструктивное комбинирование, когда аэротенки и вторичный отстойник не имеют непосредственной гидравлической связи в объеме сооружения, и технологическое комбинирование, когда такая связь существует. К первому направлению относятся окислительные блоки, разработанные Гипрокоммунводоканалом и представляющие собой конструктивное сочетание первичных отстойников, аэротенков и вторичных отстойников, высокопроизводительные аэротенки ЦНИИЭП ИО, а также аэроокислители радиального типа. Ко второму направлению относятся аэротенки-отстойники, разработанные АКХ им. К. Д. Памфилова, аэроакселаторы, компактные установки с пневматической и механической аэрацией, аэротенки-осветлители и двухкамерные аэротенки-отстойники.

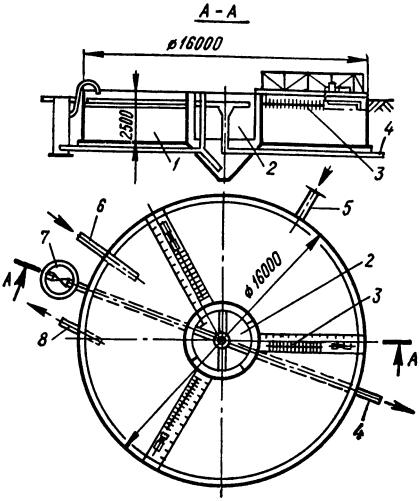


Рис. 25. Конструктивная схема аэроокислителя радиального типа на примере АРТ-16:

1 — аэрационная секция; *2* — отстойная секция; *3* — роторные аэраторы; *4* — удаление очищенной воды; *5* — подача сточной жидкости; *6* — возвратный ил от рециркуляционного насоса; *7* — удаление осевшего ила к рециркуляционному насосу; *8* — опорожнение.

Аэроокислители радиального типа (АРТ) разработаны Укргипрокоммунстроем двух типов: диаметрами 36 и 44 *м*, АРТ компонуются в группы по 4 шт. производительностью групп 7000 и 10000 $м^3/сут$; разработан также экспериментальный проект АРТ диаметром 16 *м*.

Аэроокислитель радиального типа состоит из двух секций: аэрационной и отстойной (рис. 25). Сточная вода поступает в аэрационную секцию через периферийный лоток, благодаря чему происходит быстрое ее смешение с активным илом в объеме секции. При концентрации взвешенных веществ до 250—300 $г/м^3$ сточную жидкость можно направлять в аэроокислители без первичного отстаивания. Механические роторные аэраторы (цилиндрического типа) обеспечивают интенсивное смешивание сточных вод с активным илом, аэрирование смеси и в совокупности с кольцевой формой секции обусловливают спиральное движение иловой смеси со значительной поперечной циркуляцией.

Аэрированная иловая смесь через щелевые отверстия в стенке отстойной секции поступает в кольцевое пространство, образованное полупогружной перегородкой; здесь происходит гашение входных скоростей потока иловой смеси, удаление пузырьков воздуха и равномерное распределение потока по периферии отстойной сек-

ции. Поток иловой смеси, выходящий из-под нижнего края полупогружной перегородки, направляется во внутреннюю цилиндрическую часть отстойной секции, где происходит разделение иловой смеси в восходящем потоке. При расчетных значениях скорости восходящего потока образуется взвешенный слой активного ила («поршневой» тип). Активный ил отделяется от очищенной воды при фильтровании через этот взвешенный слой, что обеспечивает высокую степень очистки сточных вод в АРТ как по взвешенным веществам, так и по БПК. При колебаниях расходов сточных вод взвешенный слой в отстойной секции либо сжимается, либо расширяется. В первом случае секция работает в режиме отстаивания, во втором — в режиме осветления взвешенного слоя, в котором при значительном увеличении расхода увеличивается порозность слоя и, следовательно, уменьшается его сопротивление, т. е. увеличивается допустимая гидравлическая нагрузка.

После осветления сточная жидкость собирается радиально расположенными лотками и отводится в сборную чашу, откуда трубопроводом удаляется на обеззараживание и сброс.

Аэротенки-осветлители разработаны Укргипрокоммунстроем на уровне экспериментального проекта двух типоразмеров: производительностью 17000 *м*³/*сут* в виде двух спаренных секций длиной по 48 *м* и производительностью 100000 *м*³/*сут* и длиной по 120 *м*.

Сточная жидкость после первичного отстаивания поступает в зону аэрации равномерно по всей длине сооружения, где она перемешивается с активным илом и аэрируется. Далее смесь поступает в зону осветления через переливные окна и зону дегазации. Переливные окна оборудованы шиберами, при помощи которых регулируется рециркулирующий поток иловой смеси между зонами аэрации и осветления.

В зоне осветления формируется взвешенный (псевдоожиженный) слой активного ила вихревого типа. Псевдоожижение происходит за счет энергии потока, выходящего в зону осветления из зоны дегазации из-под кромки направляющих перегородок и отраженного наружной стенкой зоны осветления вверх. Таким образом осуществляется вращательное движение массы ила, отделившегося от воды за счет сил гравитации в верхней расширенной части зоны осветления, где скорости малы. Вращающийся вихревой слой ила стабилен, так как ил не может осесть на дно зоны осветления ввиду больших скоростей в этой части зоны и не может выноситься ввиду малых скоростей в верхней части зоны. Через такой вихревой взвешенный слой фильтруется иловая смесь; эффект разделения ее очень высок.

В зоне аэрации расположен зуб, который служит для интенсификации подсоса ила из нижней части зоны осветления и предотвращения попадания пузырей воздуха в зону осветления через нижнюю щель. Пневматические мелкопузырчатые аэраторы, расположенные в непосредственной близости от зуба, создают поток воздушных

пузырей, который обеспечивает интенсивную циркуляцию иловой смеси в зоне аэрации и подсос ила из нижней зоны осветления. Этот подсос в совокупности с потоком, направленным через переливные окна в верхней части зоны аэрации, создает рециркуляцию иловой смеси между зонами аэрации и осветления, причем величина этой рециркуляции составляет 1500—2500% расхода сточных вод.

При такой гидравлической связи между зонами аэрации и осветления в сооружении создаются благоприятные условия для протекания процесса окисления во всем объеме, т. е. максимально используется весь запас активного ила одновременно. Это позволило существенно увеличить скорость окисления загрязнений в аэротенках-осветлителях по сравнению с аэротенками-отстойниками или с комплексами аэротенков и отдельно расположенных отстойников.

Осветление иловой смеси во взвешенном слое фильтрованием позволяет увеличить эффект задержания взвешенных веществ, т. е. общий эффект очистки сточной жидкости в сооружениях такого типа. Интенсивная циркуляция во взвешенном слое и интенсивная рециркуляция между зонами аэрации и осветления обеспечивают хороший массообмен внутри взвешенного слоя, непрерывный обмен масс между зонами и благоприятный кислородный режим. Это позволяет осуществить в аэротенках-осветлителях процесс окисления загрязнений преимущественно во взвешенном слое, где условия контактирования загрязнений с активным илом в аэробной среде наиболее благоприятны вследствие интенсификации всех массообменных процессов фильтрационным перемешиванием.

Конструкция аэротенка-осветлителя позволяет использовать эти сооружения для различных модификаций процессов биохимической очистки.

Малоконцентрированные сточные воды можно очищать в аэротенках-осветлителях в условиях низких нагрузок на ил, так как в данном случае фактором, ограничивающим производительность сооружения, являются гидравлическая нагрузка на поверхность взвешенного слоя при значительном запасе окислительной мощности. Для увеличения гидравлической пропускной способности в аэротенках-осветлителях рекомендуется устраивать горизонтальные перегородки в зонах осветления на уровне верхней границы взвешенного слоя (показано пунктиром на рис. 26). Эти перегородки должны быть выполнены либо из пространственных ячеек либо из пакетов пластин, в которых элементы располагаются наклонно. Функция перегородок заключается в ламинаризации потоков в верхней части взвешенного слоя, что предотвращает пульсации на его поверхности и, следовательно, препятствует выносу частиц ила.

При очистке высококонцентрированных сточных вод в одноступенных аэротенках-осветлителях необходима более интенсивная циркуляция ила во взвешенном слое и более высокая его концентрация.

В этом случае рекомендуется выполнить горизонтальную перегородку из сеток, которые для их очистки должны вращаться на роликах горизонтальной плоскости. Взвешенный слой прижимается снизу к сеткам и интенсивно циркулирует под сеткой. Такой режим работы взвешенного слоя носит название полупсевдоожижения.

Очистка высококонцентрированных сточных вод в аэротенках-осветлителях может осуществляться также по ступенчатой схеме, когда два или более сооружений соединяются последовательно; практически в диапазоне концентраций загрязнений городских сточных вод достаточно двух ступеней. Процессы очистки в ступенях отличаются по скоростям окисления.

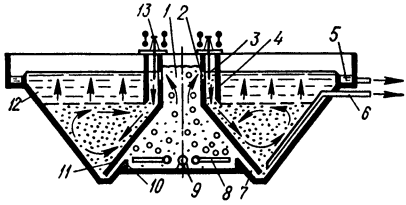


Рис. 26. Конструктивная схема аэротенка-осветлителя:

1 — зона аэрации; *2* — переливные окна; *3* — зона дегазации; *4* — направляющая перегородка; *5* — лотки для сбора очищенной воды; *6* — удаление избыточного ила; *7* — щель; *8* — аэраторы; *9* — подача сточной жидкости; *10* — «зуб»; *11* — перегородка; *12* — зона осветления, *13* — шибер.

Двухступенчатые схемы аэротенков-осветлителей рекомендуются в двух модификациях технологического процесса: с пропорциональным приростом ила и с минерализацией ила на второй ступени. Эти модификации обеспечиваются расчетной скоростью на второй ступени.

При конструировании двухступенчатых схем аэротенков-осветлителей рекомендуется принимать следующие технологические параметры (соответственно на первой и второй ступенях):

скорость окисления — 40 и 6—20 *мг* $БПК_5/г \cdot ч$;

гидравлическая нагрузка — 2,2 и 0,9—1,5 $м^3/м^2 \cdot ч$;

концентрация ила — 2,5 и 4,5 $кг/м^3$;

удельный расход воздуха — 45 и 70 $м^3/кг БПК_5$.

Величины скоростей окисления и гидравлической нагрузки на поверхность взвешенного слоя на второй ступени для двух технологических модификаций: меньшие значения — для процесса с минерализацией ила на второй ступени, большие — для процесса с пропорциональным приростом ила.

Конструктивно двухступенчатые схемы аэротенков-осветлителей рационально компоновать из сооружений одинакового поперечного сечения, но с различной длиной.

Двухкамерные аэротенки-отстойники являются одной из разновидностей аэротенков-осветлителей. Технологическая основа их состоит в разделении зоны аэрации на две последовательные ступени при помощи вертикальной сетчатой или перфорированной перегородки (рис. 27).

Сточная жидкость поступает в первую камеру — камеру предварительного обогащения, оборудованную роторным или импеллерным аэратором. В этой камере (первая ступень) происходят процессы насыщения иловой смеси кислородом и биосорбции загрязнений

в режиме повышенных нагрузок на ил. Затем смесь через перфорированную перегородку переходит в камеру ферментации (вторая ступень), где в режиме низких нагрузок на ил происходят процессы окисления сорбированной биомассы и минерализации (стабилизации) активного ила. Перегородка затрудняет обмен массами ила между камерами, что обеспечивает развитие в них специфичного биоценоза, адаптированного к соответствующим нагрузкам.

Ил, прирастающий в первой ступени, переходит во вторую за счет образующейся разницы уровней жидкости между камерами, когда

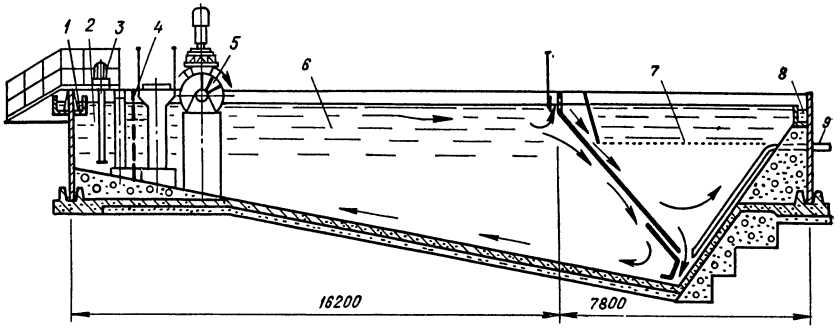


Рис. 27. Конструктивная схема двухкамерного аэротенка-отстойника:
1 — подача сточной жидкости; *2* — камера предварительного обогащения; *3* — импеллерный аэратор (АИ-1м); *4* — перфорированная перегородка; *5* — роторный аэратор (АР-2); *6* — камера ферментации; *7* — зона осветления; *8* — лоток для сбора очищенной воды; *9* — удаление избыточного ила.

перегородка засоряется прирастающим илом со стороны первой ступени; после перехода части иловой смеси во вторую ступень уровни жидкости выравниваются и переход смеси прекращается, пока ил вновь не прирастает. Таким образом, режим работы камер (ступеней) саморегулирующийся. Избыточный ил удаляется только из зоны осветления.

Камера ферментации оборудуется роторным цилиндрическим аэратором, обеспечивающим циркуляцию потоков иловой смеси в вертикальной плоскости, за счет чего в зоне осветления создается вихревой взвешенный слой, функционирующий, как в аэротенках-осветлителях.

Двухкамерные аэротенки-отстойники работают без первичного отстаивания при концентрации взвешенных веществ в сточной жидкости до 300 *г/м*^{3}; рекомендуется перед сооружениями предусматривать две ступени решеток с прозорами последовательно 16 и 8 *мм*, песколовки.

По рекомендациям НИКТИ ГХ МЖКХ УССР разработаны 3 типоразмера двухкамерных аэротенков-отстойников: производительностью одной секции 150, 400 и 3000 *м*^{3}*/сут* (табл. 35). На рис. 27 показана схема третьего типоразмера; схема первого типоразмера аналогична третьему, а второй имеет прямоугольную форму в

Таблица 35. **Техническая характеристика типоразмеров двухкамерных аэротенков-отстойников**

Наименование показателей	Единица измерения	Производительность секции (типоразмер), $м^3/сут$		
		150	400	3000
Длина:				
камеры обогащения	*м*	2,2	2	4,27
камеры ферментации	»	3,1	11	13,75
зоны осветления (по верху)	»	4,34	3	8,2
общая	»	8,77	13,5	24
Ширина	»	5	9	34
Рабочая глубина	»	3,6	3	5,5
Объем:				
камеры обогащения	$м^3$	8,2	24	73,4
камеры ферментации	»	23	120	980
зоны осветления	»	12,7	16,7	351
Аэраторы:				
в камере обогащения	—	АИ-1м	АРП	АИ-1м
в камере ферментации	—	АРП	АРН	АР-2

поперечном сечении (в плане сооружения всех типоразмеров имеют прямоугольную форму).

Другой разновидностью аэротенков-осветлителей являются компактные установки заводского изготовления типа УКО, разработанные в НИКТИ ГХ.

Компактные установки УКО-25 и УКО-100 (табл. 36) предназначены для очистки бытовых и близких к ним по составу промышленных сточных вод с концентрацией загрязнений по $БПК_5$ не более 250 $г/м^3$ и по взвешенным веществам до 300 $г/м^3$. УКО-25 рекомендованы к применению на станциях производительностью 25—100 $м^3/сут$, УКО-100 — от 100 до 400 $м^3/сут$. Установки изготовляются из отдельных секций, транспортируемых автомобилями.

Сточная вода через приемную решетку поступает в зону аэрации, где происходит смешивание ее с активным илом и аэрирование

Таблица 36. **Техническая характеристика компактных установок**

Наименование показателей	Единица измерения	УКО-25	УКО-100
Объем:			
зоны аэрации	$м^3$	31,5	78,2
зоны осветления	»	14,1	23,8
контактного резервуара	»	3,4	7,4
Аэратор:		АИ-1м	АРН
мощность двигателя	*квт*	5,5	7,5
частота вращения	$мин^{-1}$	930	150
Габариты	*м*	7,8×4,5×2,5	12,5×4,0×3,5

смеси (рис. 28). Из зоны аэрации иловая смесь поступает в зону осветления, где происходит отделение очищенной воды путем фильтрования смеси через взвешенный слой активного ила. Очищенная вода в верхней части зоны осветления изливается в сборный лоток и затем поступает в контактный резервуар, смешавшись предварительно с хлорной водой, подаваемой из затворно-растворного бака

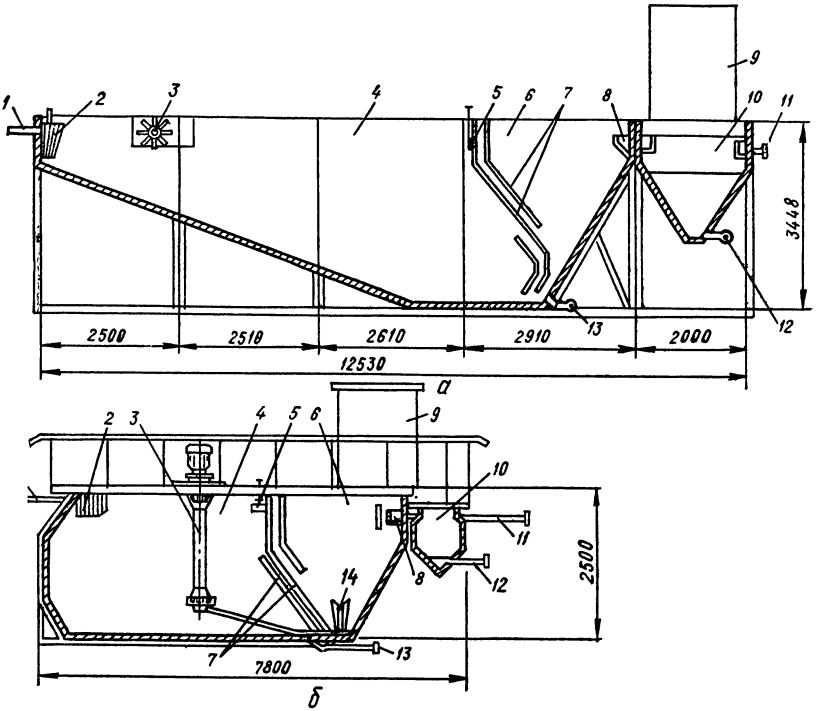


Рис. 28. Схемы компактных установок заводского изготовления:

а — УКО-100; *б* — УКО-25; *1* — впуск сточных вод; *2* — решетка; *3* — аэратор; *4* — зона аэрации; *5* — отверстия с шиберами для перепуска иловой смеси; *6* — зона осветления; *7* — перегородки; *8* — лоток для сбора осветленной воды; *9* — укрытие над устройством для приготовления хлорной воды; *10* — контактный резервуар; *11* — выпуск очищенной обеззараженной воды; *12* — выпуск осадка из контактного резервуара; *13* — выпуск избыточного ила; *14* — илосос.

хлораторного устройства. После обеззараживания вода сбрасывается в водоем.

Циркуляционные окислительные каналы (ЦОК) являются аэротенками с режимом продленной аэрации и работают с низкими нагрузками на ил. Сооружение представляет собой кольцевую траншею, вытянутую в плане и оборудованную роторными цилиндрическими аэраторами. Иловая смесь циркулирует в ЦОК, перемешивается и насыщается кислородом. Комплекс площадки очистных сооружений с ЦОК иллюстрируется на рис. 29, *а* (условно не показаны хлораторная с контактным резервуаром, которые могут быть расположены после сооружений доочист-

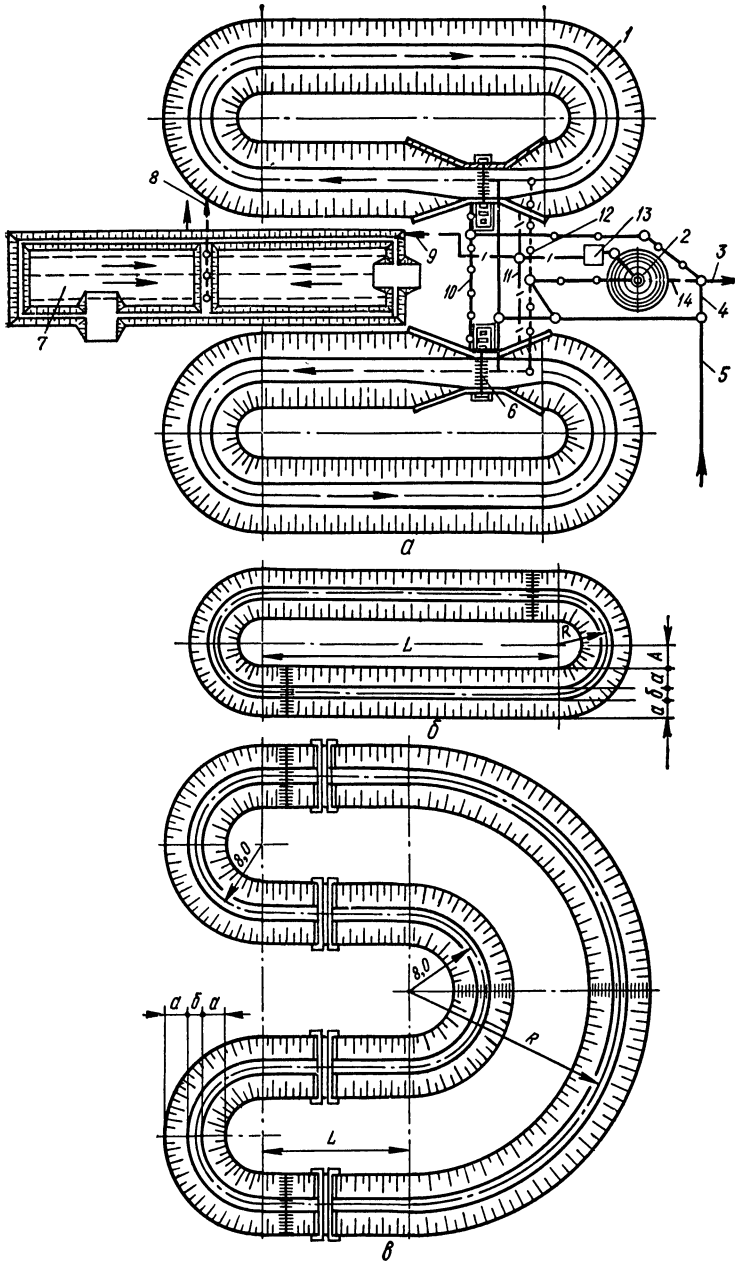


Рис. 29. Циркуляционные окислительные каналы:

а — пример компоновки очистной станции с ЦОК; *б* — схема ЦОК по экспериментальному проекту Укргипрокоммунстроя производительностью 50—400 *м*³/*сут*; в — то же, 700 *м*³/*сут*; *1* — ЦОК; *2* — вторичный отстойник; *3* — сброс на обеззараживание; *4* — аварийный сброс; *5* — подача сточных вод; *6* — роторный аэратор; *7* — иловые площадки; *8* — дренаж; *9* — трубопровод избыточного ила; *10* — опорожнение ЦОК; *11* — трубопроводы возвратного ила; *12* — отвод аэрированной смеси на вторичный отстойник; *13* — иловая станция; *14* — выпуск очищенной осветленной воды.

ки, если она потребуется по местным условиям). В ЦОК обеспечивается эффект очистки сточных вод по БПК 95—97%.

Экспериментальный проект ЦОК разработан Укргипрокоммунстроем на 5 типоразмеров (табл. 37); типоразмеры производитель-

Таблица 37. **Техническая характеристика ЦОК**

Производительность, $м^3/сут$	Рабочий объем, $м^3$	Размеры, $м$ (см. рис. 29)					Аэраторы	
		L	A	R	a	b	Тип	Количество, шт.
50	110	9	4	6	1,5	1	АРП	1
100	200	36	4	6	1,5	1	АРН/АРП	1/2
200	440	66	4,25	7	2,25	1	АРН	2
400	850	68	4,5	8	2,55	2	АРН	3
700	1500	45	—	24	2,55	2	АРН	5

Примечание. В типоразмере на 100 $м^3/сут$ дробью указаны возможные варианты типов аэраторов и соответственно их количество.

ностью 50—400 $м^3/сут$ имеют одинаковую конфигурацию (рис. 29, *б*), типоразмер производительностью 700 $м^3/сут$ имеет более сложную форму (рис. 29, *в*), обусловленную необходимостью достаточной степени перемешивания иловой смеси в относительно большом объеме.

РАСЧЕТ СООРУЖЕНИЙ ДЛЯ БИОХИМИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

Биофильтры

Режимы работы биофильтров характеризуются расчетными значениями органической и гидравлической нагрузок. Эти понятия относятся только к условиям сбалансированной работы сооружения. Баланс соотношения количеств масс загрязнений, биопленки, которую способен удерживать загрузочный материал, и кислорода, который позволяет подать пленке конструкция биофильтра, при превышении критического значения нагрузки сдвигается в сторону дефицита кислорода и при этом возникают анаэробные условия.

Органическая нагрузка — это величина нагрузки на биофильтр, измеряемая окисляющейся массой загрязнений на единицу объема загрузки в единицу времени. Она зависит прежде всего от материала загрузки и режима орошения (табл. 38).

Гидравлическая нагрузка определяется объемом жидкости, орошающим единицу объема или поверхности загрузки в единицу времени. Расчетными считаются такие величины гидравлической нагрузки, при которых биопленка удерживается на загрузочном материале и обеспечивается необходимое поступление воздуха к биопленке: для капельных биофильтров 0,75; для орошаемых — 3,75; для башенных — до 13 $м^3/м^3 \cdot сут$.

Однако для инженерного расчета недостаточны величины расчетных нагрузок, они являются только общими ориентировочными параметрами.

Расчет биофильтров по методу проф. С. В. Яковлева основывается на совокупности протекания двух процессов — изъятия органических веществ из сточной жидкости в толще загрузки и биологического окисления задержанных пленкой органических веществ.

Таблица 38. **Расчетные органические нагрузки на некоторые виды загрузки биофильтров, г $БПК_5/м^3 сут$**

Средняя зимняя температура сточных жидкостей, °С	Капельные биофильтры с загрузкой щебнем	Орошаемые биофильтры с загрузкой	
		щебнем	блоками из пеностекла
3—6	150	400	800
6—10	250	500	1200
Более 10	300	600	1600

Примечание. Значения нагрузок даны для биофильтров, располагаемых открыто или в неотапливаемых помещениях; для биофильтров с отапливаемыми «шатрами» эти величины увеличиваются на 20%.

Первый процесс происходит в виде совокупности явлений сорбции и коагуляции и в целом аналогичен контактной коагуляции, однако осложняется нестационарностью протекания, которая вызвана периодическим отторжением и выносом биопленки. Второй процесс обусловливается комплексом процессов ферментативного гидролиза загрязнений, удерживаемых на поверхности биопленки, и процессов переноса и выделения метаболитов (продуктов биохимического окисления). Процессы биохимического распада загрязнений, с одной стороны, ускоряют изъятие их пленкой из сточной жидкости в силу явления убыли сорбата (загрязнений) с поверхности сорбента (пленки) и обновления тем самым ее активной части, но с другой стороны, замедляют изъятие за счет заполнения активной поверхности продуктами окисления, уменьшающими сорбционную емкость загрузки. Так или иначе, имеет место сорбция, осложненная химическим и биохимическим взаимодействием.

Таблица 39. **Значения константы $K_т$ [38]**

T, °С	$K_т$	T, °С	$K_т$	T, °С	$K_т$	T, °С	$K_т$
8	0,115	13	0,145	17	0,174	21	0,209
9	0,12	14	0,151	18	0,183	22	0,219
10	0,126	15	0,158	19	0,19	23	0,23
11	0,132	16	0,166	20	0,20	24	0,24
12	0,138						

Для расчета биофильтра по этому методу введен критериальный комплекс

$$\Phi = 10HK_т/q^{0,4}. \qquad (49)$$

Температурная константа $K_т$ (скорость изъятия загрязнений при температуре $T°$ С) определяется по уравнению Стритера или по табл. 39

$$K_т = K_{20} 1{,}047^{T-20}, \qquad (50)$$

где K_{20} — скорость изъятия загрязнений при температуре 20° С.

График зависимости эффекта очистки от критериального комплекса (рис. 30) рекомендуется как универсальная основа расчета биофильтров.

Высота биофильтров рассчитывается путем преобразования основного критериального уравнения $Э = f(Ф)$ в вид

$$H = \frac{0{,}19 q^{0,4}}{K_т} \lg \frac{L_0}{L_t}. \qquad (51)$$

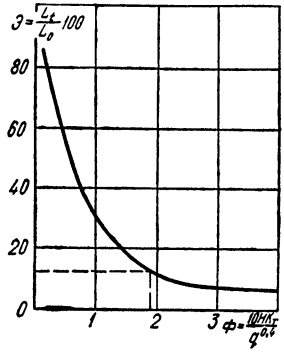


Рис. 30. График для расчета биофильтров по критериальному методу С. В. Яковлева.

Критериальное значение $Ф = 1{,}9$ является границей диапазонов, в первом из которых преобладают процессы изъятия, нагрузки относительно велики, а эффект очистки неполный; во втором диапазоне преобладают процессы превращения, идет интенсивная нитрификация, эффект очистки высок, а сами процессы протекают медленнее. Это критериальное значение хорошо согласуется с описанной классификацией процессов, типов и конструкций биофильтров; если по расчету требуется процесс, протекающий при $Ф \leqslant 1{,}9$, следует принимать орошаемый тип биофильтров с блочной загрузкой; если процесс протекает при $Ф > 1{,}9$, рекомендуются капельные биофильтры либо (при увеличенной производительности) башенные биофильтры с блочной объемной загрузкой.

Пример 1. Начальная концентрация загрязнений по $БПК_{20}$ равна 150 *г/м*³, требуемая конечная $БПК_{20}$ — 15 *г/м*³, температура сточной жидкости летом равна 18° С, зимой 9° С, расход сточных вод составляет 500 *м*³/*сут*.

На основании заданного эффекта очистки в процентном выражении $Э = \frac{L_t}{L_0} \times 100 = \frac{15}{150} 100 = 10$ находим значение критериального комплекса по графику на рис. 30. Так как $Ф = 2{,}2$, т. е. больше 1,9, принимаем капельные биофильтры с щебеночной загрузкой высотой 2 *м*.

Для летнего периода $K_т = 0{,}183$, для зимнего — 0,12 (табл. 39).

Определяем гидравлическую нагрузку для летнего периода

$$q^{0,4} = \frac{10 H K_{т.л}}{Ф} = \frac{10 \cdot 2 \cdot 0{,}183}{2{,}2} = 1{,}67; \quad q \approx 5 \ м^3/м^2 \cdot сут;$$

для зимнего периода

$$q^{0,4} = \frac{10 H K_{т.з}}{Ф} = \frac{10 \cdot 2 \cdot 0{,}12}{2{,}2} = 1{,}1; \quad q \approx 2 \ м^3/м^2 \cdot сут.$$

Поверхности фильтров для летнего и зимнего периодов будут равны:

$$F_л = 500 : 5 = 100 \ м^2; \quad F_з = 500 : 2 = 250 \ м^2.$$

Пример 2. Начальная концентрация загрязнений по $БПК_{20}$ равна 100 $г/м^3$, конечная — 20 $г/м^3$; температура сточной жидкости зимой и летом и расход сточных вод такие же, как в примере 1.

По $Э = 20$ находим $Ф = 1{,}4$, т. е. меньше 1,9. Принимаем биофильтры такие, как в примере 1.

Тогда для летнего периода

$$q^{0{,}4} = 10 \cdot 2 \cdot 0{,}183/1{,}4 = 2{,}6; \quad q = 11 \ м^3/м^2 \cdot сут.;$$

для зимнего периода

$$q^{0{,}4} = 10 \cdot 2 \cdot 0{,}12/1{,}4 = 1{,}7; \quad q \approx 5 \ м^3/м^2 \cdot сут.$$

Поверхности фильтров для летнего и зимнего периодов составляют

$$F_л = 500 : 11 = 45{,}4 \ м^2; \quad F_з = 500 : 5 = 100 \ м^2.$$

Примеры 1 и 2 приведены для относительно низких концентраций загрязнений при различных требуемых эффектах очистки. Из результатов расчета видно, что применять капельные биофильтры для полной биологической очистки как из экономических, так и из эксплуатационных соображений нецелесообразно. В примере 2 эффект очистки задан 80%, и в результате нет необходимости держать в летнее время более чем двухкратный запас мощностей сооружений, как это имеет место в примере 1. В случаях, когда требуется даже при малых концентрациях загрязнений высокий эффект очистки, следует применять методы очистки активным илом либо биофильтры большой высоты.

Пример 3. Исходные данные те же, что и в примере 1. Принимаем орошаемые биофильтры с блочной загрузкой из пеностекла высотой 4 *м*.

Тогда для зимнего периода

$$q^{0{,}4} = 10 \cdot 4 \cdot 0{,}12/2{,}2 \approx 2{,}2; \quad q = 7 \ м^3/м^3 \cdot сут.$$

Общая площадь биофильтров

$$F = 500 : 7 = 71{,}4 \ м^2.$$

Принимаем ячейку в плане размером 6 × 6 *м*, тогда потребуется две ячейки, из которых летом работает одна.

Применение для загрузки новых материалов, таких как, например, пеностекло, требует уточнения этого метода расчета. Вводится поправочный коэффициент 2,25, увеличивающий гидравлическую нагрузку для пеностекла по сравнению со щебнем [30]. Тогда в примере 3 можно запроектировать биофильтры с загрузкой из пеностекла площадью 71,4 : 2,25 = 31,3 $м^2$ и принять одну ячейку 6 × 6 *м*, разделенную на две секции.

На критериальных соотношениях основан также метод расчета по номограммам [44]. Новым в этом методе по сравнению с методом С. В. Яковлева является применение номограмм (рис. 31).

На оси абсцисс правой нижней части номограммы откладывается исходная концентрация загрязнений по БПК и поднимается ордината

до пересечения с линией заданной концентрации (кривые линии) либо до пересечения с горизонтальной линией заданного эффекта очистки, значения которого отложены на левой ординате правой нижней части номограммы. Из точки пересечения проводится влево горизонтальная линия до пересечения с линией заданной температуры; из этой точки пересечения поднимается ордината до пере-

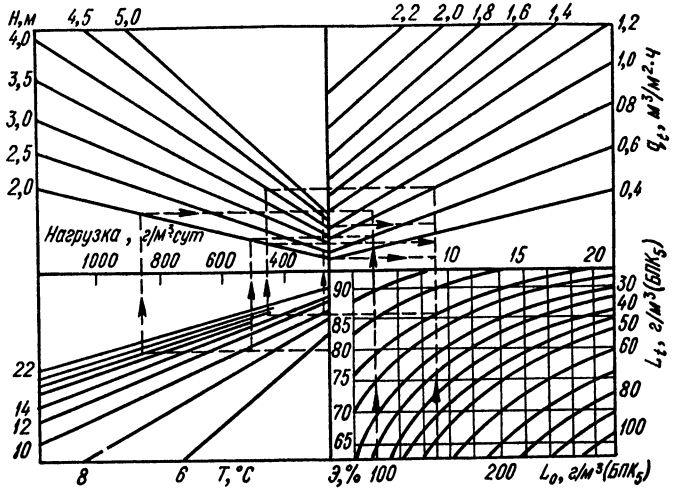


Рис. 31. Номограмма для расчета капельных биофильтров.

сечения с линией принимаемой высоты биофильтра (в левой верхней части), затем из точки пересечения проводится горизонтальная линия до пересечения с ординатой, поднятой от величины исходной концентрации загрязнений. Последняя точка пересечения даст величину гидравлической нагрузки на биофильтр в правой верхней части номограммы.

Пример 4. Исходная концентрация загрязнений по $БПК_{20}$ равна 140 *г/м*³, по $БПК_5$ — 100 *г/м*³; заданная конечная концентрация по $БПК_{20}$ равна 30 *г/м*³, по $БПК_5$ — 20 *г/м*³. Все остальные исходные данные аналогичны примерам 1—3. Расчет по номограмме, приняв высоту биофильтров 2 *м*, ведем для зимней и летней температуры и получаем значения гидравлической нагрузки соответственно 0,6 и 0,85 *м*³/*м*²· *ч* или 14,4 и 20,4 *м*³/*м*²·*сут*. Для принятых условий неполной очистки (80%) такие высокие нагрузки объяснимы.

Пример 5. Исходная концентрация загрязнений по $БПК_{20}$ равна 200 *г/м*³, по $БПК_5$ = 150 *г/м*³; заданная конечная концентрация по $БПК_{20}$ равна 30 *г/м*³; по $БПК_5$ — 20 *г/м*³. Остальные исходные данные аналогичны примерам 1—3. Принимаем высоту биофильтров 4 *м*, тогда гидравлические нагрузки для зимнего и летнего периодов соответственно равны 0,5 и 0,8 *м*³/*м*²·*ч* или 12 и 19,2 *м*³/*м*² × × *сут*. Если принять меньшую высоту биофильтров, например, 2 *м*, то гидравлические нагрузки оставляют значения, не попадающие в диапазон применения номограмм, т. е. нецелесообразны из практических соображений.

При повышенных концентрациях загрязнений рекомендуется применять рециркуляцию. Расчет степени рециркуляции (отноше-

ния рециркуляционного расхода к расходу сточных вод) производится по формуле

$$L_{см} = (L_0 + RL_t)/(1 + R), \qquad (52)$$

где $L_{см}$ — концентрация загрязнений в сточной жидкости после разбавления ее рециркуляционным потоком, *г/м*³; R — степень рециркуляции.

Эта формула выведена из уравнения материального баланса схемы с рециркуляцией

$$L_{см}Q(1 + R) = L_0Q + RQL_t. \qquad (53)$$

В примере 5 приведен вариант расчета с принятой малой высотой биофильтра (2 *м*), в котором повышенная концентрация загрязнений определила нерентабельные малые нагрузки. По номограмме более или менее рентабельный диапазон гидравлических нагрузок (например, как в примере 5 при высоте биофильтра 4 *м*) соответствует при высоте биофильтра 2 *м* концентрации загрязнений по $БПК_5$ на входе 100 *г/м*³.

Из формулы (52) для примера 5 получим

$$R = \frac{L_0 - L_{см}}{L_{см} - L_t} = \frac{150 - 100}{100 - 20} = 0{,}625, \text{ т. е. } 62{,}5\%. \qquad (54)$$

Таким образом, рациональное проектирование биофильтров в случае повышенной концентрации загрязнений возможно либо путем увеличения высоты сооружений, либо путем введения рециркуляции; выбор метода и варианта схемы определяется технико-экономическим обоснованием.

Применение ступенчатых схем биофильтров позволяет сократить объемы сооружений и повысить в целом эффект очистки. Обозначим эффект очистки как частное от деления величины снятой БПК на начальную ее величину для каждой ступени соответственно $Э_1$ и $Э_2$ и. т. д.

Общий эффект очистки для двухступенчатых схем

$$Э = 1 - (1 - Э_1)(1 - Э_2) = Э_1 + Э_2 - Э_1Э_2. \qquad (55)$$

Для n ступеней

$$Э = 1 - (1 - Э_1)(1 - Э_2) \ldots (1 - Э_n). \qquad (56)$$

Пример 6. Продолжим пример расчета № 5 в варианте ступенчатой схемы. Допустим, требуется повышенный эффект очистки до конечной $БПК_5$, равной 10 *г/м*³, т. е. с эффектом очистки около 93%. Номограмма на рис. 24 и кривая критериального комплекса на рис. 31 для таких условий по одноступенчатой схеме без рециркуляции не дают решения. Принимаем очистку в 2 ступени.

На первой ступени принимаем режим с высокими гидравлическими нагрузками, например, 1 *м*³/*м*² · *ч* или 24 *м*³/*м*² · *сут*, при высоте биофильтра 4 *м*. Тогда по номограмме для зимнего периода эффект очистки на первой ступени составляет 78%. Из уравнения (55)

$$Э_2 = \frac{Э - Э_1}{1 - Э_1} = \frac{0{,}93 - 0{,}78}{1 - 0{,}78} = 0{,}68, \text{ т. е. } 68\%.$$

На вторую ступень поступают загрязнения с концентрацией по $БПК_5$ 33 *г/м*³; конечная концентрация составит 33 (1—0,68) = 10,56 *г/м*³.

По кривой критериального комплекса эффекту очистки на 68% отвечает величина $\Phi = 1$. Тогда для второй ступени принимаем высоту биофильтра 2 *м*. Гидравлическая нагрузка составит

$$q^{0,4} = 10,2 \cdot 0,12/1 = 2,4; \quad q = 9 \ м^3/м^2 \cdot сут.$$

Уменьшенная вдвое высота биофильтра на второй ступени по сравнению с первой позволяет компоновать ступенчатую схему без перекачки сточных вод.

Поскольку при двухступенчатой схеме увеличились гидравлические нагрузки, но увеличилось и число элементов очистной станции (вторичные отстойники после каждой ступени), выбор метода и схемы станции для очистки с высоким эффектом следует обосновывать технико-экономическим расчетом, сравнивая, например, варианты двухступенчатой схемы без рециркуляции и одноступенчатой схемы с рециркуляцией.

В целом изложенные методы расчета биофильтров могут быть применимы для любых видов загрузок, хотя номограммы и критериальный метод разработаны на основе эмпирических данных, полученных на биофильтрах со щебеночной загрузкой (диапазон огранических нагрузок 300—1200 *г* $БПК_5/м^3 \cdot сут$).

Применение новых высокоэффективных видов загрузок биофильтров — пластмасс, пеностекла, асбофанеры и др.— позволяет повышать высоту биофильтров до 16—24 *м* и органические нагрузки до 3600 *г* $БПК_5/м^3 \cdot сут$. Рассчитывать такие биофильтры рекомендуется по величине окислительной мощности, установленной на основании экспериментальных исследований.

В СССР наиболее распространены блочные загрузки из полиэтилена и пеностекла. Полиэтиленовые пластмассовые загрузки разработаны в виде волнистых листов, объемных блоков типа «сложная волна» и таких же блоков с прокладкой плоскими листами.

На основании исследований [7,30] разработана номограмма для расчета башенных биофильтров с учетом таких факторов, как высота биофильтра, величина исходной концентрации загрязнений, требуемый эффект очистки, расчетная температура и вид материала, рассматриваемых в совокупности (рис. 32).

Пример 7. Исходная концентрация по $БПК_{20}$ равна 300 $г/м^3$, заданная конечная концентрация — 20 $г/м^3$, расчетные температуры сточной жидкости для зимнего периода 8° С, для летнего — 14° С.

В правой нижней части номограммы поднимаем ординату, соответствующую исходной концентрации загрязнений, до пересечения с линией величины конечной концентрации и далее в верхнюю правую часть до пересечения с линией высоты биофильтра. Первая точка пересечения, спроецированная на ординату слева, покажет величину требуемого эффекта очистки, а вторая точка — высоту биофильтра (в данном случае 9,5 *м*).

От величины эффекта очистки (93,5%) проводим горизонтальную линию в левой нижней части номограммы до пересечения с диапазоном между кривыми, обозначающими пределы для исходной концентрации загрязнений 300 $г/м^3$ (заштрихован вертикальными линиями). Четыре диапазона составлены для концентраций 200, 300, 400 и 500 $г/м^3$, а каждые две линии, ограничивающие эти диапазоны, соответствуют расчетным температурам сточной жидкости 8° и 14° С, изменяемые

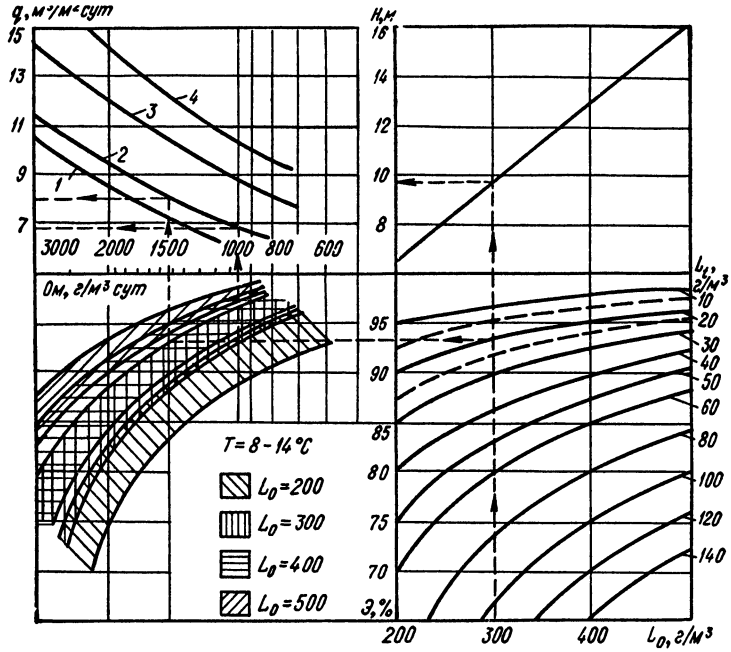


Рис. 32. Номограмма для расчета башенных биофильтров с блочными загрузками:

1 — волнистый полиэтилен; *2* — пеностекло; *3* — «сложная волна» из полиэтилена, *4* — «flocor».

в диапазоне справа налево. Таким образом, можно оперировать данными для четырех исходных концентраций загрязнений в пределах указанных значений температур. Горизонтальная пунктирная линия пересекает диапазон для концентрации 300 *г/м*³ в двух точках, проекции которых на верхнюю абсциссу дают значения окислительной мощности биофильтров соответственно 960 и 1430 *г/м*³·*сут* для расчетных температур 8° и 14° С, а проекции этих точек на кривую в верхней левой части номограммы и далее на левую ординату — расчетные гидравлические нагрузки в зависимости от загрузочного материала. Принимаем пеностекло с гидравлическими нагрузками 6,8 и 8,05 *м*³/*м*³ · *сут* соответственно для зимнего и летнего периодов.

Далее рассчитываются размеры биофильтров в плане при определенной ранее высоте.

Аэротенки

Расчет аэротенков, как любого аппарата для осуществления химической реакции, заключается в определении объема сооружения и параметров управления им. Определение объема сооружения означает определение скорости процесса биохимического окисления. Понятие скорости процесса вытекает из понятия материального баланса количества реагирующих в аэротенке веществ.

Процесс окисления загрязнений в аэротенках характеризуется обобщенными реакциями первого порядка. В практических расче-

тах обобщенное уравнение видоизменяется с учетом напряженности протекания процесса, т. е. его скорости, а также с учетом вида аэротенка как аппарата.

Аэротенки любого вида могут рассчитываться на основании скорости процесса независимо от того, будет она постоянной или изменяется в ходе процесса. Различие может быть обусловлено только диапазоном скоростей процесса и его кинетикой.

Режим вытеснения должен дать возможность получить практически любой заданный эффект очистки, однако ввиду необходимости адаптации ила к изменяющейся нагрузке из-за градиента концентрации по длине аэротенка и изменяющегося состава загрязнений часть объема бассейна расходуется на непроизводительное время пребывания иловой смеси. Аэротенки-смесители, хотя и не дают такого эффекта очистки за сопоставимое время протекания процесса, исключают время адаптации ила ввиду отсутствия градиента концентрации в объеме сооружения.

Согласно классификации технологических модификаций процессов очистки сточных вод активным илом (см. схему на стр.67), высоконагруженные процессы характеризуются преобладанием загрязнений (питания) относительно живых клеток ила, средненагруженные — пропорциональным соотношением реагирующих масс, а низконагруженные — одновременным протеканием двух основных процессов: окисления загрязнений и самоокисления ила.

Согласно положениям химической теории, реакции со значительным преобладанием одного из реагентов идут согласно уравнению нулевого порядка

$$L = k_0 t, \tag{57}$$

где L — изменяющаяся концентрация загрязнений за время t; k_0 — константа скорости реакции нулевого порядка.

Уравнения реакции нулевого порядка могут быть применимы для расчета процессов быстрого изъятия загрязнений (биосорбции) и неполной очистки (супраактивации). Расчет сводится к простому линейному соотношению между требуемыми снижением концентрации загрязнений и временем обработки сточной жидкости, без учета скорости окисления загрязнений илом. Например, для расчета контактного бассейна контактно-стабилизационных аэротенков, где используются явления биосорбции, основным параметром служит величина объемной нагрузки 7 *кг* $БПК_{20}$ на 1 $м^3$ в сутки.

Для средненагруженных процессов со скоростью убыли концентрации загрязнений, зависящей от исходной их концентрации, применимо уравнение первого порядка

$$L = L_0 - L_t = L_0 (1 - e^{-k_1 t}). \tag{58}$$

Уравнение (58) применимо для большого диапазона технологических модификаций процессов окисления загрязнений со средними нагрузками на ил, пропорциональным соотношением реагирующих масс и равномерным удалением прирастающего избыточного ила.

Процессы с низкими нагрузками на ил (например, процессы полного окисления) характеризуются тем, что убыль концентрации загрязнений органических веществ пропорциональна начальной концентрации этих веществ и одновременно убывающей органической массы ила, поэтому они могут быть описаны уравнением второго порядка

$$L_t = \frac{SL_0\left[1 - e^{-k(L_0 - S)t}\right]}{L_0 - Se^{-k_2(L_0 - S)t}}. \qquad (59)$$

Процесс биохимического окисления загрязнений активным илом является автокаталитическим, так как в ходе реакций вырабатыва-

Таблица 40. **Продолжительность аэрации в аэротенках, r [44]**

БПК поступающих сточных вод, $г/м^3$	$БПК_{20}$ выходящей жидкости при аэротенках, $г/м^3$			БПК поступающих сточных вод, $г/м^3$	$БПК_{20}$ выходящей жидкости при аэротенках, $г/м^3$		
	без регенераторов	с регенераторами			без регенераторов	с регенераторами	
	15	15	20		15	15	20
100	4,4	3,4	2,3	350	—	9,8	8,8
150	5,5	4,8	3,6	400	—	11	10,1
200	6,8	6,1	4,9	450	—	12	11,3
250	8	7,4	6,2	500	—	13,4	12,7
300	—	8,6	7,5				

ются катализаторы-ферменты, количество которых балансируется в зависимости от напряженности процесса. Уравнения кинетики автокаталитических реакций, применяемые в химической технологии [22], идентичны уравнению (59).

Структурно процесс биохимического окисления всегда сопровождается самоокислением ила, и различие технологических модификаций, рассматриваемое с этой точки зрения, заключается лишь в количественном соотношении скоростей окисления загрязнений и самоокисления ила. В этой связи уравнение (59), характеризующее автокаталитический процесс, является уравнением второго порядка. Если скорость самоокисления ила значительно меньше скорости окисления загрязнений, это уравнение упрощается до уравнения первого порядка, а если скорости окисления настолько велики, что становятся соизмеримыми со скоростями адсорбции, уравнение упрощается до уравнения нулевого порядка. Этим и объясняется большое разнообразие существующих методов расчета аэротенков, а существующий набор конструктивных форм и технологических типов аэротенков, вызванный разнообразием условий их применения и большим диапазоном скоростей процессов, определяет видоизменения основного расчетного уравнения (59).

В СССР получили широкое распространение и рекомендованы методы расчета конкретных аэротенков [15, 16]. Для диапазона

концентраций загрязнений по $БПК_{20}$ от 100 до 500 *г/м*³ при среднегодовой температуре сточной жидкости 15° С пользуются табл. 40; для других значений среднегодовых температур расчетный объем аэротенков умножается на отношение $T/15$ (T — среднегодовая температура сточных вод, °С).

По аналогии с биофильтрами для расчета аэротенков существует также критериальный комплекс [38]. Основой метода является условие, что эффект очистки зависит от начальной концентрации загрязнений, времени их обработки, температуры сточной жидкости, концентрации ила, дефицита кислорода, глубины аэротенка, расхода воздуха и концентрации взвешенных веществ в сточной жидкости.

Метод расчета аэротенков по номограммам [59] основан на безразмерных соотношениях: $\pi_1 = (L_0 - L_t)/L_0$, $\pi_2 = kt$, $\pi_3 = L_0/S_0$(π_1 выражает эффект очистки, π_2 объединяет влияние времени и температуры стоков на процесс, π_3 означает соотношение реагирующих масс загрязнений и активного ила, т. е. нагрузку на ил; L_0, L_t — соответственно начальная и конечная концентрации загрязнений по $БПК_{20}$; S_0 — средняя концентрация ила). Три безразмерных соотношения выражают зависимость между пятью основными расчетными параметрами процесса очистки сточных вод активным илом: начальной концентрацией загрязнений, необходимым удалением загрязнений, концентрацией активного ила, временем протекания процесса и его кинетической характеристикой, определяемой коэффициентом скорости реакции, который в свою очередь определяется температурными условиями. Уменьшение количества проектных параметров упрощает расчет процессов и сооружений.

Номограммы для расчета аэротенков-вытеснителей приведены на рис. 33. Исходными данными для расчета являются концентрации загрязнений исходной и очищенной жидкости по БПК, принятая концентрация ила и степень его рециркуляции и температура сточной жидкости, а искомым является время пребывания иловой смеси в аэротенке. Соответственно, если будет известно время пребывания, то при остальных исходных величинах можно определить эффект очистки.

Пример 1. При исходной $БПК_5$, равной 250 *г/м*³, необходимо очистить сточную жидкость с расчетной температурой 15° С до $БПК_5$ 20 *г/м*³.

Принимаем аэротенки-вытеснители без регенерации возвратного ила. Расчет вторичных отстойников (см. далее) позволил определить степень рециркуляции, равную 0,5 при рабочей концентрации активного ила 3 *кг/м*³ (3000 *мг/л*).

Расчетная концентрация загрязнений в иловой смеси, поступающей в аэротенк, с учетом разбавления рециркуляционным потоком составляет

$$L_p = \frac{L_0 + RL_t}{1 + R} = \frac{250 + 0{,}5 \cdot 20}{1 + 0{,}5} = 173{,}4 \text{ г/м}^3.$$

Тогда степень снижения БПК в аэротенке составит

$$\pi_1 = (173{,}4 - 20)/173{,}4 = 0{,}885 \text{ или } 88{,}5\%.$$

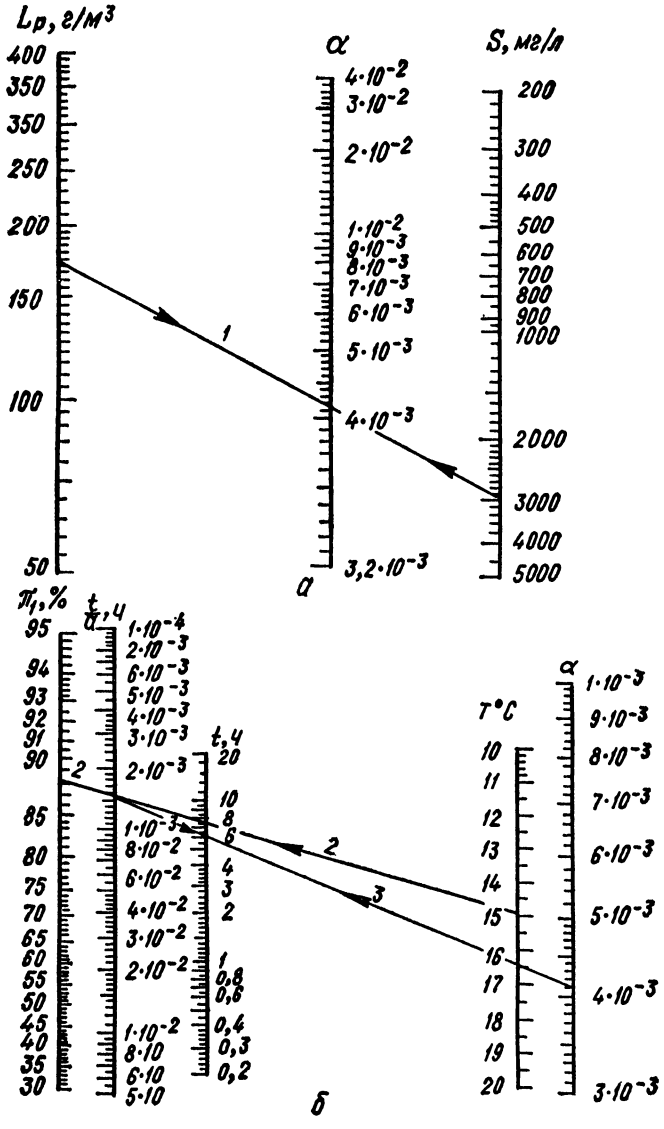
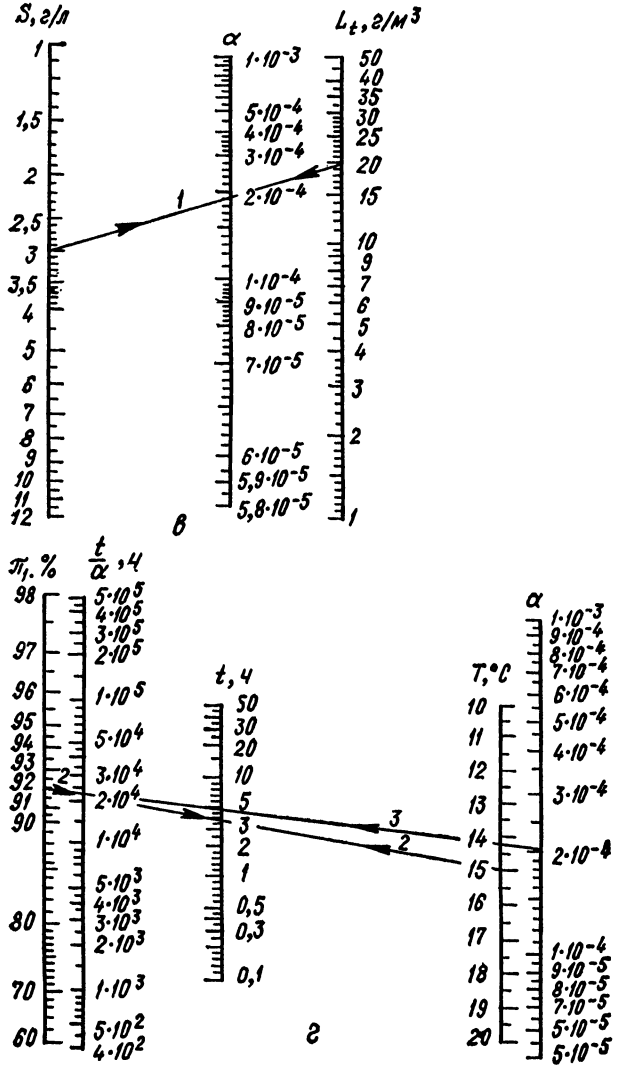


Рис. 33. Номограммы для расчета аэротенков:
а, б — для аэротенков-вытеснителей; *в, г* — для аэротенков-смесителей.

На крайних осях L_p и S номограммы *а* на рис. 33 откладываем значение расчетной концентрации загрязнений в иловой смеси, поступающей в аэротенк, и концентрации активного ила; соединяем эти значения прямой и на ее пересечении со средней осью находим значение коэффициента *a*, равное $4{,}12 \cdot 10^{-3}$.

Затем на номограмме *б* откладываем на соответствующих осях критерий $\pi_1 =$ $= 88{,}5\%$ — эффективность очистки в аэротенке с учетом разбавления сточной жидкости рециркулирующим илом — и расчетную температуру жидкости 15° С;



соединяем эти значения прямой линией; точку ее пересечения с осью t/a соединяем прямой линией со значением ранее определенного коэффициента a. Пересечение этой прямой с осью t даст время пребывания иловой смеси в аэротенке — 6,4 *ч*.

С учетом рециркуляционного расхода время обработки сточных вод в аэротенке составит 6,4 (1 + 0,5) = 9,6 *ч*. Объем аэротенка определяется как произведение времени пребывания и расхода иловой смеси.

Расчета объема регенераторов этот метод не дает.

Пример 2. Для расчета аэротенков-смесителей на номограмме *в* аналогично номограмме *а* (см. рис. 33, *б*) находим по заданным значениям концентраций активного ила и остаточных загрязнений в очищенной воде коэффициент $a = 1{,}95 \times 10^{-4}$. На номограмме *г* также аналогично номограмме *б*, но со значением эффекта очистки, определенным без учета разбавления загрязнений рециркуляционным потоком (поскольку принят режим идеального смешения в системе в целом), находим в результате время пребывания иловой смеси в аэротенке, равное 4,6 *ч*.

Сопоставление результатов расчета двух видов аэротенков (вытеснителей и смесителей) при одинаковых исходных условиях свидетельствует о более высокой скорости процесса в аэротенках-смесителях. Теоретический вывод основывается на аналогии их реакторам с чисто химическими процессами превращения веществ, а метод расчета по номограммам на рис. 27 основан на результатах экспериментальных исследований процессов биохимического окисления, являющихся автокаталитическими, протекающими немонотонно и имеющих весьма сложную кинетику. Процессы биохимического окисления загрязнений сточных вод не могут рассматриваться как полная аналогия процессов химического взаимодействия двух компонентов [9].

Эмпирический подход к созданию математических моделей, т. е. метод расчета процессов очистки сточных вод активным илом на базе статистической обработки экспериментальных данных, представляется наиболее оправданным.

Однако метод расчета по номограммам рекомендуется только для очистки малоконцентрированных сточных вод. Поэтому они не могут считаться универсальными в широком диапазоне производительности станций, концентраций и составов загрязнений сточных вод.

Наиболее распространены методы расчета аэротенков, основанные на условных удельных соотношениях, таких как нагрузка на ил и объем сооружения, потребление кислорода на единицу количества снятой БПК или единицу количества ила, удельные расходы воздуха и т. д. [55].

Такие методы могут применяться для упрощенного расчета аэротенков и выбора типа аэрационного оборудования. Согласно этому методу, эффективность очистки является функцией отношения окислительной способности аэрационной системы к объемной нагрузке по БПК на аэрационный объем. Для полной биологической очистки величина этого отношения не должна быть ниже 1,5 для процессов полного окисления; для достижения глубокой нитрификации это отношение достигает 2, а для неполной очистки — 1.

По выбранной технологической модификации задаются нагрузкой на объем и определяют интенсивность и вид аэрации.

Пример 3. Требуется запроектировать аэрационное сооружение для биологической очистки сточных вод малого населенного пункта с расходом сточных вод 100 $м^3/сут$; $БПК_5$ равна 200 $г/м^3$. Принимаем циркуляционный окислительный канал, оборудованный роторными аэраторами. При заданном эффекте очистки 95% снятая $БПК_5$ составляет 190 $г/м^3$ и окислительная мощность сооружения должна быть $190 \cdot 100 = 19$ *кг* $БПК_5/сут$.

Так как ЦОК работают в режиме полного окисления, отношение ОС к окислительной мощности, по А. Пасвееру, принимается равным 2. Следовательно, требуемая ОС аэрационной системы составляет 19 · 2 =38 *кг/сут* или при коэффициенте часовой неравномерности 2,9 составит 38 : 24 · 2,9 = 4,6 *кг/ч*. Принимаем роторные аэраторы типа АРП, производительность которых составляет 2,5 *кг* кислорода на 1 *м* в 1 *ч*; тогда требуется 4,6 : 2,5 ≈ 2 *м* аэраторов, т. е. 1 аэратор АРП. Из соображения надежности принимаем 2 аэратора.

Окислительная мощность ЦОК составляет 180 *г* $БПК_5/м^3$ · *сут*; тогда объем ЦОК равен 19000 : 180 = 106 $м^3$.

В инженерных расчетах объем сооружений является одним из главных параметров. Поэтому для аэротенков с отдельно стоящими вторичными отстойниками рекомендуется диапазон значений окислительной мощности аэротенков в зависимости от технологической модификации процесса:

процессы полного окисления 150—800 *г* $БПК_5/м^3$ · *сут*;

процессы со средними нагрузками 1000—1500 *г* $БПК_5/м^3$ · *сут*;

процессы с высокими нагрузками 1800—2400 *г* $БПК_5/м^3$ · *сут*.

Расчет по методу В. В. Эккенфельдера [45] заключается в определении степени удаления загрязнений, количества кислорода и прироста ила, образующегося в результате удаления определенного количества загрязнений при потреблении определенного количества кислорода.

Удаление загрязнений по этому методу рассчитывают по формуле

$$(L_0 - L_t)/S_t = K_э L_t, \qquad (60)$$

где $K_э$ — константа скорости биохимического окисления для аэротенков-смесителей (по В. Эккенфельдеру):

Городские сточные воды	0,0011—0,0017
Стоки от предприятий синтетического каучука	0,00280
То же, химической промышленности	0,00006
» органического синтеза	0,00150
» нефтехимических	0,00028

Левая часть уравнения (60) представляет собой скорость окисления активным илом загрязнений сточных вод, выражаемую как функцию заданной остаточной концентрации загрязнений.

Пример 4. Для городских сточных вод среднее значение $K_э = 0{,}00118$ и задано конечное значение $БПК_5$ 10 *г*/$м^3$, скорость окисления составляет

$$\rho = (L_0 - L_t)/St = 0{,}00118 \cdot 10 = 0{,}0118 \ г БПК_5/г \cdot ч.$$

При рабочей концентрации ила по беззольному веществу $S_б = 3000$ *г*/$м^3$ и исходной концентрации $БПК_5$ 200 *г*/$м^3$ время аэрации составляет (для аэротенков-смесителей)

$$t = \frac{L_0 - L_t}{\rho S_б} = \frac{200 - 10}{0{,}018 \cdot 3000} = 5{,}36 \ ч.$$

Для средних нагрузок на ил при полной биологической очистке рекомендуется определять потребление кислорода C по формуле

$$C = a'(L_0 - L_t) Q_{с.в} + b' S_б W_а, \qquad (61)$$

где a' — удельное потребление кислорода единицей количества снятой $БПК_5$, $г O_2/г$ $БПК_5$;

b' — потребление кислорода на эндогенное дыхание ила, $г O_2/г$ ила в сутки.

Прирост ила

$$\Delta S_б = Q_{с.в}[G_0 + \alpha(L_0 - L_t) - \beta S_б t_a], \qquad (62)$$

где G_0 — органическая масса взвешенных веществ, поступающих в аэротенк, $г/м^3$; α — удельный прирост ила с единицы снятой $БПК_5$; β — коэффициент скорости эндогенного дыхания ила, $сут^{-1}$.

Таблица 41. **Значение коэффициентов a' и α для различных видов сточных вод**

Вид сточных вод	α, $г$ ила на 1 $г$ снятой $БПК_5$	a', $г O_2/г$ $БПК_5$
Городские сточные воды	0,49—0,64	0,52
Сернистые щелока	0,55	0,4
Стоки от переработки макулатуры	0,76	0,38
Стоки целлюлозно-бумажных предприятий	0,50	0,65—0,80
Стоки картонных фабрик	0,70—0,80	0,33—0,48
Стоки предприятий искусственного волокна	0,38	0,55
Стоки нефтеперерабатывающих заводов	0,70	0,56
Стоки пивоваренных заводов	0,93	0,44
Стоки фармацевтических предприятий	0,77	0,35

Значения a' и α (табл. 41) определены эмпирически.

Коэффициент β рекомендован В. Эккенфельдером в пределах 0,06—0,12; по данным исследований НИКТИ ГХ, этот коэффициент для сточных вод Киева составляет 0,08—0,09, а для сточных вод молочных заводов — 0,3.

Коэффициент b' определяется из уравнения

$$b' = 1{,}4\beta, \qquad (63)$$

где 1,4 — потребление кислорода на окисление 1 $г$ беззольного вещества [44].

Зависимость между скоростью окисления и удельным приростом ила следующая:

Нагрузка, $г$ $БПК_5/г$ ила в сутки	0,05	0,2	0,3	0,5	1	2	3	5
Удельный прирост ила, $г/г$ снятой $БПК_5$	0,54	0,75	0,9	0,95	1,1	1,4	1,45	1,5

Пример 5. Для примера 4 потребление кислорода составляет (при расходе 10 000 $м^2/сут$).

$$C = 0{,}52(200 - 10) \cdot 10\,000 + 1{,}4 \cdot 0{,}085 \cdot 3000 \cdot 10\,000 \cdot 5{,}36 : 24 = 1\,787\,000\ г/сут = 1787\ кг/сут.$$

Прирост ила по беззольному веществу ($G_0 = 100\ г/м^3$)

$$\Delta S_б = 10\,000(100 + 0{,}55(200 - 10) - 0{,}085 \cdot 3000 \cdot 5{,}36 : 24) = 1\,475\,000\ г/сут = 1{,}475\ т/сут,$$

что при влажности уплотненного избыточного ила 98% составляет $1{,}475 \times 100/(100-98) = 73{,}7\ м^3/сут$. Удельный прирост ила в этом случае равен $1\,475\,000/190 \cdot 10\,000 = 0{,}77$ $г$ на 1 $г$ снятой $БПК_5$.

Скорость окисления при W_a $(5{,}36 : 24)10\,000 = 2240\ м^3$ составляет $(200 - 10)\,10\,000/3000 \cdot 2240 \approx 0{,}28$ $г$ $БПК_5/г$ ила в сутки, или 11,7 $мг/г \cdot ч$.

Описанные методы расчета аэротенков получили наибольшее распространение в мировой практике. Существует еще ряд методов расчета, описанных различными авторами [44], но они являются лишь разновидностями или частными приложениями описанных методов.

Таблица 42. **Применение различных методов расчета аэротенков согласно классификации процессов и сооружений для очистки сточных вод активным илом**

Типы аэротенков	Сооружения	Метод расчета и его разновидности (автор метода)
Аэротенки-вытеснители	Коридорные с регенерацией	СНиП II-32-74, С. В. Яковлев
	Коридорные без регенерации	СНиП II-32-74, К. Н. Корольков, С. В. Яковлев и по номограммам
	Ступенчатые	В. Линднер
Аэротенки-смесители	Аэротенк Н. А. Базякиной	Н. А. Базякина и по номограммам
	Контактно-стабилизационные аэротенки	В. Эккенфельдер, НИКТИ ГХ
	Аэроокислители радиального типа	То же
	Циркуляционные окислительные каналы	СНиП II-32-74, НИКТИ ГХ
Аэротенки с распределенной подачей	Аэротенк с переменным объемом регенератора	С. В. Яковлев
	Аэротенк с постоянной нагрузкой на ил	»
Аэротенки-отстойники	Аэротенк-отстойник АКХ	СНиП II-32-74, С. В. Яковлев
	Оксиконтакты, аэроакселаторы, рапид-блоки	В. Эккенфельдер
Аэротенки-осветлители	Аэротенк-осветлитель	В. Эккенфельдер, НИКТИ ГХ
	Двухкамерный аэротенк-отстойник (осветлитель)	НИКТИ ГХ
	Компактные установки с режимом продленной аэрации	СНиП II-32-74

Все эти методы расчета основываются на экспериментальных или производственных данных. Они не заменяют друг друга, а рекомендуются для расчета различных модификаций процессов биологической очистки и связанных с ними типов сооружений (табл. 42).

Рассмотрим подробнее расчеты типов аэротенков, приведенных в табл. 42.

Коридорные аэротенки с регенерацией ила рассчитывают по методу С. В. Яковлева. Вначале определяется

время аэрации в аэротенке по формуле (при выбранной величине концентрации ила $S_{аэр}$)

$$t_a = (2{,}5/S_{аэр}^{0{,}5})(\lg L_0/L_t). \quad (64)$$

Затем, задаваясь концентрацией ила в регенераторе, определяют рециркуляционное отношение

$$R' = S_{аэр}/(S_{рег} - S_{аэр}). \quad (65)$$

Таблица 43. **Средние расчетные скорости окисления ρ, *мг* БПК$_5$ на 1 *г* беззольной массы ила в 1 *ч* (СНиП II-32-74)**

L_0, *г/м*	L_t, *г/м*³					
	15	20	25	30	40	50 и более
150	18	21	23	26	33	45
200	20	23	26	29	37	50
300	22	26	30	34	44	60
400	23	28	33	38	53	73
500 и более	24	29	35	41	58	82

Далее из уравнения материального баланса находят время окисления загрязнений

$$t_0 = (L_0 - L_t)/R'S_{рег}(1 - З)\rho, \quad (66)$$

где $З$ — зольность ила, если $S_{рег}$ и $S_{аэр}$ приняты по сухому веществу, $З = 0{,}3$; ρ — скорость окисления (табл. 43).

Значения ρ по табл. 43 с коэффициентом 0,85 можно также рекомендовать для коридорных аэротенков-вытеснителей с регенерацией ила.

Время регенерации ила определяют по уравнению

$$t_р = t_0 - t_a. \quad (67)$$

С учетом рециркуляционного расхода время пребывания загрязнений в аэротенке и регенераторе составляет соответственно

$$t'_a = t_a(1 + R') \text{ и } t'_р = t_р R'. \quad (68)$$

Полное время обработки загрязнений

$$t = t'_a + t'_р. \quad (69)$$

Правильность расчета проверяют, определяя усредненную (средневзвешенную) концентрацию активного ила в комплексе аэротенк — регенератор

$$S_{ср} = (S_a t'_a + S_р t'_р)/t \quad (70)$$

и далее, определяя время обработки загрязнений в этом комплексе по формуле (66), получим

$$t_{обр} = (L_0 - L_t)/S_{ср}(1 - З)\rho. \quad (71)$$

Если окажется, что расчетное время обработки, вычисленное по формуле (71), меньше величины, полученной по формуле (69), аэро-

тенк не обеспечит заданной степени очистки; если же больше, объем аэротенка окажется завышенным. Тогда расчет следует повторить, задавшись концентрациями ила, меньшей в первом случае и большей — во втором. Повторять расчет следует до полного совпадения времени обработки загрязнений, вычисленного по формулам (69) и (71).

Затем определяют процент регенерации

$$p = 100\,(t - t'_a)/t. \qquad (72)$$

Пример 6. Рассчитать аэротенк с регенераторами. Исходные данные: расход сточных вод 60 000 $м^3/сут$, коэффициент неравномерности 1,2, начальная концентрация загрязнений по $БПК_{20}$ 250 $г/м^3$, конечная концентрация 15 $г/м^3$. Принимаем по табл. 43 скорость окисления 21 $мг$ $БПК_{20}/г$ ила в 1 $ч$, зольность ила 30%. Задаемся концентрацией ила по сухому веществу в аэротенке 2 $г/л$, в регенераторе — 4 $г/л$.

$$t_a = \frac{2{,}5}{2^{0{,}5}} \lg \frac{250}{15} = 2{,}14\ ч; \quad R' = \frac{2}{4-2} = 1;$$

$$t_o = \frac{250 - 15}{1 \cdot 4\,(1 - 0{,}3) \cdot 21} = 4\ ч; \quad t_p = 4 - 2{,}14 = 1{,}86\ ч;$$

$$t'_a = 2{,}14\,(1 + 1) = 4{,}28\ ч; \quad t'_p = 1{,}86 \cdot 1 = 1{,}86\ ч; \quad t = 4{,}28 + 1{,}86 = 6{,}14\ ч;$$

$$S_{ср} = \frac{2 \cdot 4{,}28 \cdot 4{,}1{,}86}{6{,}14} = 2{,}62\ г/л; \quad t_{обр} = \frac{250 - 15}{2{,}62\,(1 - 0{,}3)\,21} = 6{,}11\ ч.$$

Как видим, практически совпали величины t и $t_{обр}$.

$p = \frac{6{,}14 - 4{,}28}{6{,}14}\,100 = 20{,}5\%$, принимаем 25%.

Следовательно, определился конструктивный тип аэротенка — четырехкоридорный, в котором один коридор выделяется под регенератор.

Далее определяют объем аэротенка:

$$Q_{с.в} = 60\,000 \cdot 1{,}2/24 = 3000\ м^3/ч;$$

$$W_a = t_a\,(1 + R')\,Q_{с.в} = 2{,}14\,(1 + 1)\,3000 = 12\,840\ м^3;$$

$$W_p = t_p R' Q_{с.в} = 1{,}86 \cdot 1 \cdot 3000 = 5580\ м^3;$$

$$W = 12\,840 + 5580 = 18\,420\ м^3.$$

Принимается аэротенк-вытеснитель глубиной 5 $м$, шириной коридора 5 $м$. Общая длина аэротенков составит 18 420 : (5 × 5 × 4) = 184,2 $м$. Принимаются 4 секции длиной по 50 $м$ или 2 секции длиной по 100 $м$ в зависимости от условий планировки площадки. Лучше принять второй вариант, так как при большей длине аэротенка режим его более близок к режиму вытеснения.

Для проектирования двухступенчатых аэротенков рекомендуется пользоваться расчетными параметрами, приведенными в СНиП II-32-74, а также полученными в результате экспериментальных исследований для городских стоков [50]:

время аэрации на первой и второй ступенях — соответственно 1 и 2 $ч$;

снижение БПК на первой ступени — 55—60%;

общий эффект очистки по БПК 90—92%;

прирост ила 0,5—1,1 *г/г* снятой $БПК_5$ пропорционально органической нагрузке в указанном диапазоне.

Для снижения БПК в первой ступени на 60% нагрузка на ил в аэротенке первой ступени не имеет значения, важно лишь время аэрации. Это объясняется тем, что процесс в первой ступени является только биосорбционным, не имеющим в практическом смысле предела насыщения. Интенсивность аэрации определяется только необходимостью перемешивания иловой смеси, т. е. отношение окислительной способности аэрационной системы к органической нагрузке равно здесь 1.

Нагрузка на ил во второй ступени определяется общим заданным эффектом очистки и не должна превышать 0,4 *г* $БПК_5/г$ ила в сутки (по сухой массе ила). Выбор расчетного значения нагрузки на ил во второй ступени определяется оптимальным приростом ила: если ставится задача минимизации объема аэротенков, эта величина принимается по своему максимальному значению — 0,4; если ставится задача минерализации ила во второй ступени, нагрузка на ил не должна превышать 0,2 *г/г сут.*

Пример 7. Исходная концентрация $БПК_5$ равна 250 *г/м*^{3}, конечная — 10 *г/м*^{3}.

Принимаем время аэрации на первой ступени 1 *ч*; тогда при эффекте очистки на первой ступени 55% концентрация загрязнений, поступающих во вторую ступень, составит 250 · 0,45 = 115 *г/м*^{3}. Принимаем концентрацию ила во второй ступени равной 2 *г/л*, тогда при нагрузке 0,4 *г* $БПК_5/г$ · *сут* скорость удаления $БПК_5$ во второй ступени (органическая нагрузка) составит 0,4 · 2000 = 800 *г* $БПК_5/м^3$ *сут*. Время обработки сточных вод во второй ступени составит 115 : 800 = = 0,144 *сут*, или 3,45 *ч*.

Расчет аэротенков-смесителей основан на понятии скорости реакций. Различия обусловлены только типами аэротенков.

Аэротенк-смеситель конструкции Н. А. Базякиной рассчитывается по скорости окисления на основании уравнения (71). Средняя концентрация активного ила принимается 1,2—1,8 *г/л* при концентрациях загрязнений по $БПК_{20}$ соответственно 100—200 *г/м*^{3}. Для более высоких концентраций загрязнений значения концентрации ила рекомендуется принимать не более 4 *г/л* — для обеспечения нормальной работы вторичных отстойников. Следовательно, одноступенчатые аэротенки-смесители можно применять при концентрации загрязнений до 450 *г/м*^{3}. При больших значениях концентрации загрязнений (по БПК) следует проектировать ступенчатые схемы аэротенков.

Если аэротенки-смесители применяются с пневматической аэрацией, удельный расход воздуха рассчитывается по формуле

$$Q'_в = \frac{Q'_к (L_0 - L_t)}{K_1 K_2 n_1 n_2 (C_S - C)}. \qquad (73)$$

Здесь $Q'_к$ — удельные затраты кислорода на удаление $БПК_{20}$; принимается $Q'_к = 1$ *г/г* для полной биологической очистки, для

неполной очистки — 0,9, для минерализации ила (процесса полного окисления) — 2,2; K_1 — коэффициент, учитывающий эффективность аэратора; K_2 — коэффициент, зависящий от глубины погружения аэратора h_a (в пределах глубины 0,5—6 *м*); n_1 — коэффициент,

Таблица 44. **Значения коэффициента K_1 и n_2 для мелкопузырчатых аэраторов**

Наименование показателей	Отношение f/F							
	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,75	1
K_1	1,34	1,47	1,68	1,89	1,94	2	2,13	2,3
Максимальная интенсивность аэрации $I_{макс}$, $м^3/м^2 \cdot ч$	5	10	20	30	40	50	75	100
n_2	0,59		0,64	0,66	0,72	0,77	0,88	0,99

учитывающий температуру сточных вод и определяемый по формуле

$$n_1 = 1 + 0{,}02\,(T - 20);$$

n_2 —«альфа-фактор» [55], коэффициент, учитывающий отношение скорости переноса кислорода в иловой смеси к скорости переноса в чистой воде и принимаемый по табл. 44; C — равновесная концентрация кислорода в иловой смеси, принимаемая 2 $г/м^3$; C_S' —

Таблица 45. **Значения коэффициента K_2**

Наименование показателей	Глубина погружения аэратора, *м*									
	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1	3	4	5	6
K_2	0,4	0,46	0,6	0,8	0,9	1	2,08	2,52	2,92	3,3
Минимальная интенсивность аэрации $I_{мин}$, $м^3/м^2 \cdot ч$	48	42	38	32	28	24	4,08	3,5	3	2,5

растворимость кислорода в воде с учетом глубины слоя жидкости над аэратором h_a, $г/м^3$;

$$C_S' = C_S \frac{10{,}3 + 0{,}5h_a}{10{,}3}, \qquad (74)$$

где C_S — растворимость кислорода в воде как функция температуры.

Коэффициент K_1 меняется в зависимости от отношения ширины аэрируемой зоны f к ширине аэротенка F. Для мелкопузырчатых аэраторов K_1 принимается по табл. 44; для среднепузырчатых и низконапорных аэраторов принимается $K_1 = 0{,}75$. Коэффициент K_2 принимается по табл. 45.

Пример 8. Необходимо определить удельный расход воздуха в аэротенке-смесителе шириной 12 *м* с фильтросами в 4 ряда; $f = 1{,}5$ *м*, глубина 5 *м*; исходная концентрация $БПК_{20}$ 250 *г/м*³, конечная — 20 *г/м*³; средняя температура сточной жидкости 18° С. По таблицам и формулам определяем коэффициенты: $K_1 \approx 1{,}5$; $K_2 = 2{,}92$; $n_1 = 0{,}96$; $C'_S = 11{,}64$ *г/м*³ (при $C_S = 9{,}45$ *г/м*³).

$$Q'_в = \frac{1\,(250 - 20)}{1{,}5 \cdot 2{,}92 \cdot 0{,}96 \cdot 0{,}85\,(11{,}64 - 9{,}45)} = 29{,}4 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Приняв концентрацию активного ила 2 *г/л*, определяем время аэрации

$$t = \frac{250 - 20}{2\,(1 - 0{,}3)\,25} = 6{,}6 \text{ ч}.$$

Допустим, что расход сточных вод равен 50 000 *м*³/*сут*. Тогда объем аэротенков составит 50 000 : 24 · 1,2 · 6,6 = 16 500 *м*³, а их поверхность 16 500 : 5 = = 3300 *м*². Общий часовой расход воздуха $Q_в = 29{,}4 \cdot 50\,000 \cdot 1{,}2 : 24 =$ = 73 600 *м*³/*ч*, а интенсивность аэрации $I_а = 73\,600 : 3300 = 22{,}3$ *м*³/*м*² · *ч*, что превышает значение максимальной интенсивности аэрации согласно табл. 44 (для $f/F = 0{,}125$ $I_{макс} = 12{,}5$ *м*³/*м*² · *ч*).

Следовательно, необходимо увеличить площадь аэраторов и повторять расчет до тех пор, пока вычисленное значение интенсивности аэрации не будет находиться между минимальным и максимальным табличными значениями.

Расчет аэротенков-смесителей выполняют также по критериальным комплексам Ф. Тучека и др. (метод с применением номограмм).

Расчет контактно-стабилизационных аэротенков в применении к очистке городских сточных вод разработан в НИКТИ ГХ на основе рекомендаций В. Эккенфельдера [57].

Контактно-стабилизационный процесс применяется при преобладании в сточной жидкости загрязнений в форме мелкодисперсной взвеси и коллоидов в средней концентрации (100—200 *г/м*³). Флокуляция взвесей и коллоидов и агломерация хлопьев, названные в совокупности биосорбцией [57], протекают очень быстро, причем седиментационные характеристики агломератов позволяют осадить их после 15—30 *мин* контакта. Сорбированные коллоидные и взвешенные органические загрязнения после разделения иловой смеси разлагаются и ассимилируются клетками более длительное время в регенераторе, который в данном случае является стабилизационным бассейном. В ходе стабилизации иловой смеси происходят все стадии биохимического окисления сорбированных загрязнений.

Если время стабилизации будет относительно большим, ил претерпевает самоокисление и теряет свою начальную сорбционную способность. Поэтому время стабилизации иловой смеси для контактно-стабилизационного процесса рекомендуют принимать в пределах 5—7 *ч*.

Время контакта загрязнений с активным илом также должно находиться в оптимальных пределах, чтобы обеспечить заданный эффект очистки и не нарушить заданный режим протекания процесса стабилизации иловой смеси. Диапазон величин времени контакта рекомендуется в пределах 0,25—0,6 *ч* [57]. Нагрузка на ил в бассейне контакта принимается около 1 *г* $БПК_5$ на 1 *г* сухой массы ила в сутки при концентрации ила 3 *г/л*; степень рециркуля-

ции — 50%, что в сочетании с другими параметрами определяет концентрацию ила в бассейне стабилизации.

Расчет контактно-стабилизационных аэротенков по рекомендациям В. Эккенфельдера заключается в определении объемов бассейнов контакта и стабилизации по заданному времени контакта и принятому в зависимости от этого времени стабилизации в указанных пределах.

Объемы бассейна контакта $W_к$ и бассейна стабилизации $W_{ст}$ будут:

$$W_к = Q_ч t_к; \quad W_{ст} = RQ_ч t_{ст}, \tag{75}$$

где $Q_ч$ — часовой расход сточных вод, средний в часы максимального притока без учета времени аэрации (контакта); R — рециркуляционное отношение, равное в среднем 0,5.

Скорость изъятия загрязнений в бассейне контакта, определяемая по формуле

$$\rho_{S_к} = (L_0 - L_t)\, Q/S_к W_к, \tag{76}$$

где $S_к$ — концентрация ила в бассейне контакта, и скорость окисления в понятии, принятом для аэротенков вообще, в данном случае технологически неоднозначны, так как здесь происходит только быстрое изъятие загрязнений в результате биосорбции. Для оценки напряженности процесса в полном технологическом комплексе контактно-стабилизационного аэротенка следует рассчитывать среднюю скорость окисления по общей массе ила в комплексе, которая определяется по формуле

$$G = S_к W_к + S_{ст} W_{ст}, \tag{77}$$

где $S_{ст}$ — концентрация ила в бассейне стабилизации, определяемая с учетом рециркуляционного отношения $S_{ст} = S_к(1/R + 1)$.

Средняя скорость окисления

$$\rho = (L_0 - L_t)\, Q/G. \tag{78}$$

Суточный прирост ила определяется по формуле

$$\Delta S_{сут} = \Delta S_{уд}\, (L_0 - L_t)\, Q, \tag{79}$$

где удельный прирост ила $\Delta S_{уд}$ принимается по данным зависимости на стр.112.

Пример 9. Расчет контактно-стабилизационного аэротенка по методу В. Эккенфельдера производим при следующих исходных данных: расход сточных вод 20 000 *м³/сут*, начальная БПК$_5$ 200 *г/м³*, конечная — 10 *г/м³*, коэффициент неравномерности 1,5. Принимаем время контакта 1 *ч*, время стабилизации 3 *ч*, степень рециркуляции ила 50%, концентрацию ила в бассейне контакта 3 *г/л*.

Максимальный часовой расход $Q_ч = 20\,000 : 24 \cdot 1{,}5 = 1250$ *м³/ч*. Объем бассейнов контакта определяем по формулам (75):

$$W_к = Q_ч t_к = 1250 \cdot 1 = 1250 \text{ м}^3; \quad W_{ст} = RQ_ч t_{ст} = 0{,}5 \cdot 1250 \cdot 3 = 1875 \text{ м}^3.$$

Тогда скорость изъятия в бассейне контакта по формуле (76) составит

$$\rho_{S_к} = \frac{(L_0 - L_t)\, Q}{S_к W_к} = \frac{(200 - 10) \cdot 20\,000}{3000 \cdot 1250} = 1{,}013 \text{ г БПК}_5/\text{г} \cdot \text{сут}.$$

Скорость удаления загрязнений в единице объема бассейна контакта (окислительная мощность) MO составляет

$$OM = (L_0 - L_t)\, Q/W_к = 3{,}04 \text{ кгБПК}_5/м^3 \cdot сут.$$

Из уравнения материального баланса ила, входящего во вторичный отстойник и выходящего из него, получаем

$$S_{ст} = S_к\,(^1/R + 1) = 3\,(1/0{,}5 + 1) = 9 \text{ г/л}.$$

Общая масса ила в комплексе (пренебрегая количеством ила во вторичном отстойнике) по формуле (77) составит

$$G = S_к W_к + S_{ст} W_{ст} = 3 \cdot 1250 + 9 \cdot 1875 - 20\,600 \text{ кг}.$$

Средняя скорость окисления загрязнений по формуле (78)

$$\rho = (L_0 - L_t)\, Q/G = (190 \cdot 20\,000) : (20\,600 \cdot 1000) = 0{,}184 \text{ гБПК}_5/г/сут,$$

что отвечает в целом параметрам процесса полного окисления. Следовательно, прирост ила составит (см. стр.119)

$$\Delta S_{сут} = \Delta S_{уд}\,(L_0 - L_t)\, Q = 0{,}75 \cdot 190 \cdot 20\,000 = 2\,850\,000 \text{ г},$$

или 2,85 $т/сут$ по сухому веществу.

При влажности уплотненного избыточного ила 98% его количества по объему составит $2{,}85 \cdot 100 : (100 - 98) = 143$ $м^3/сут$.

Потребление кислорода по формуле (61) составляет (при зольности ила 0,3)

$$C = a'\,(L_0 - L_t)\, Q_{с.в} + b' S_б W_к =$$

$$= 0{,}52 \cdot 190 \cdot 20\,000 + 1{,}4 \cdot 0{,}085 \cdot 20\,600 \cdot 0{,}7 \cdot 1000 = 3\,690\,000 \text{ г/сут}.$$

С учетом коэффициента неравномерности 1,5 $C = 224$ $кг/ч$.

Расчет контактно-стабилизационных аэротенков, разработанный НИКТИ ГХ для очистки городских сточных вод, близких по составу к хозяйственно-фекальным, базируется на основных положениях теории В. Эккенфельдера, однако отличается тем, что заведомо принимают не время пребывания, а скорость изъятия загрязнений в единице объема бассейна контакта или начальную нагрузку на ил.

Согласно этому методу при условии заданного эффекта полной биологической очистки объем бассейна контакта определяется по формуле

$$W_к = Q_ч L_0 / l_{S_0}, \qquad (80)$$

где l_{S_0} — начальная объемная нагрузка на бассейн контакта, принимаемая для городских сточных вод равной 5000 $г$ $БПК_5/м^3 \cdot сут$ при концентрации активного ила 3,5 $г/л$. Если начальная концентрация загрязнений принимается в расчет по $БПК_{20}$, нагрузка составляет 7000 $г$ $БПК_{20}/м^3$ $сут$.

Время контакта определяется по формуле

$$t_к = W_к / Q_ч\,(1 + R), \qquad (81)$$

где R — степень рециркуляции, рекомендуемая 0,4.

Соотношение между временем контакта и временем стабилизации рекомендуется для городских сточных вод от 1:5 до 1:7, т. е. в среднем $t_{ст} = 6t_к$.

Пример 10. Расчет контактно-стабилизационного аэротенка производим по данным экспериментальных исследований НИКТИ ГХ для городских сточных вод. Исходные данные те же, что и в примере 7; расчет ведется по формулам (75):

$$W_к = Q_ч L_0 / l_{S_0} = 20\,000 \cdot 200 : 5000 = 800 \ м^3;$$

$$t_к = W_к / Q_ч\,(1 + R) = 800 : (1250 \cdot 1{,}4) \approx 0{,}5 \ ч;$$

$$t_{ст} = 6 t_к = 6 \cdot 0{,}5 = 3 \ ч;$$

$$W_{ст} = t_{ст} R Q_ч = 3 \cdot 0{,}4 \cdot 1250 = 1500 \ м^3.$$

Определение остальных параметров аналогично методу В. Эккенфельдера (см. пример 7):

$$\rho_{Sк} = (190 \cdot 20\,000) : (3500 \cdot 800) = 1{,}36 \ гБПК_5/г \cdot сут;$$

$$ОМ = 190 \cdot 20\,000 : 800 = 4{,}75 \ кгБПК_5/м^3 \cdot сут;$$

$$S_{ст} = 3{,}5 \left(\frac{1}{0{,}4} + 1 \right) = 10{,}23 \ г/л;$$

$$G = 3{,}5 \cdot 800 + 10{,}23 \cdot 1500 = 18\,150 \ кг;$$

$$\rho = (190 \cdot 20\,000) : (18\,150 \cdot 1000) = 0{,}209 \ гБПК_5/г \cdot сут.$$

Поскольку величины средних скоростей окисления по обоим методам практически совпадают, то и величины прироста ила будут такими же. Потребление кислорода будет отличаться также незначительно.

Метод расчета НИКТИ ГХ рекомендован для очистки сточных вод с концентрацией загрязнений по $БПК_{20}$ 300 $г/м^3$.

Расчет аэроокислителей радиального типа (АРТ) рекомендуется производить на основании формулы (71), но с поправкой, учитывающей влияние среднезимней температуры и выраженной отношением $15/T$, умножаемым на величину времени обработки сточных вод. Средняя скорость окисления загрязнений в АРТ принимается 0,18—0,2, но не более 0,25 $г$ $БПК_5/г \cdot сут$ по беззольному веществу ила.

АРТ работают в режиме полного окисления и применяются для очистки сточных вод с концентрацией взвешенных веществ до 300 $г/м^3$ без первичного отстаивания.

Расчет АРТ сводится к определению суммарной площади блока аэрационной и отстойной секций.

Зольность активного ила определяется по формуле

$$З = 10\rho - 60\rho^2 + 34. \qquad (82)$$

Рабочая концентрация активного ила по беззольному веществу

$$S_б = \frac{\alpha}{\beta}(L_0 - L_t). \qquad (83)$$

Коэффициент α принимается по табл. 41, коэффициент β, по данным исследований НИКТИ ГХ, равен 0,085.

Суммарный объем аэрационных секций с учетом времени обработки сточных вод в АРТ, определяемого по формуле (71),

$$W_а = Q t_а. \qquad (84)$$

При глубине АРТ 3 *м* для сооружений диаметром 36 и 44 *м* площадь аэрационных секций определится как частное от деления объема на глубину. При времени отстаивания иловой смеси в отстойной секции АРТ $t_0 = 2{,}5 \div 3$ *ч* объем отстойных секций $W_0 = Qt_0$.

Высота рабочей части отстойных секций АРТ может быть рассчитана по формуле

$$h_0 = V_{в.п} t_0, \tag{85}$$

где $V_{в\,п}$ — скорость восходящего потока иловой смеси, *м/ч*. Тогда площадь поверхности отстойных секций равна

$$F_0 = W_0/h_0. \tag{86}$$

Суммарная площадь АРТ, слагаемая из площадей поверхности аэрационных и отстойных секций, определит диаметр сооружений

$$d = \sqrt{4F/n\pi}, \tag{87}$$

где n — число АРТ, принимаемое 2—4.

Годовое количество избыточного ила, удаляемого из АРТ, рассчитывают по формуле

$$G_и = \frac{365\,(3{,}6\rho^2 + 0{,}06\rho)\,Q100}{1000\,(100 - P)}, \tag{88}$$

где ρ — скорость окисления и P — влажность ила, принимаемая 99,2%.

Пример 11. Расход сточных вод 7000 *м³/сут*, исходная концентрация $БПК_5$ 250 *г/м³*, конечная — 15 *г/м³*, среднезимняя температура сточных вод 12° С.

Принимаем скорость окисления 0,2 *г* $БПК_5/г \cdot сут$; тогда расчетная зольность ила по формуле (82)

$$З = 10\rho - 60\rho^2 + 34 = 10 \cdot 0{,}2 - 60 \cdot 0{,}2^2 + 34 = 33{,}4\%.$$

При значениях коэффициентов $\alpha = 0{,}5$ и $\beta = 0{,}085$ концентрация активного ила по беззольному и сухому веществу определяем по формуле (83)

$$S_б = \frac{\alpha}{\beta}(L_0 - L_t) = \frac{0{,}5}{0{,}085}(250 - 15) = 1380 \text{ г/м}^3;$$

$$S = S_б/(1 - З) = 1380 : (1 - 0{,}334) = 2075 \text{ г/м}^3.$$

Время обработки (аэрации) сточных вод в АРТ по формуле (71) с поправкой на температуру согласно СНиП II-32-74

$$t = \frac{L_0 - L_t}{S_б \rho} \cdot \frac{15}{T} = \frac{250 - 15}{1380 \cdot 0{,}2} \cdot \frac{15}{12} = 1{,}06 \text{ сут}.$$

Суммарный объем аэрационных секций АРТ по формуле (84)

$$W_а = Qt_а = 7000 \cdot 1{,}06 = 7420 \text{ м}^3.$$

Принимаем глубину аэрационных секций 3 *м*, тогда суммарная площадь их поверхности $F_а = 7420 : 3 = 2473$ *м²*.

Время отстаивания во вторичном отстойнике АРТ рекомендуется принимать 2,5 *ч*, тогда объем отстойных секций

$$W_0 = Qt_0 = 7000 \cdot 2{,}5 : 24 = 730 \text{ м}^3.$$

Согласно экспериментальным данным НИКТИ ГХ [8] расчетная скорость восходящего потока во вторичном отстойнике АРТ составляет 0,15—0,2 *мм/сек* или

0,54 — 0,72 *м/ч*. Тогда высота рабочей части отстойной секции $h_0 = 0{,}7 \cdot 2{,}5 = 1{,}75$ *м* и площадь поверхности отстойных секций

$$F_0 = W_0/h_0 = 730 : 1{,}75 = 417 \ м^2.$$

Общая площадь АРТ

$$F = F_а + F_0 = 2473 + 417 = 2890 \ м^2.$$

Этой площади соответствует группа из 3 аэроокислителей радиального типа. Расчетный диаметр одного АРТ по формуле (87)

$$d = \sqrt{4F/n\pi} = \sqrt{(4 \cdot 2890)/(3 \cdot 3{,}14)} = 35 \ м.$$

Принимаем типовые АРТ по проекту Укргипрокоммунстроя диаметром 36 *м*.

Годовое количество избыточного ила, поступающего на иловые площадки, при влажности 99,2% по формуле (88) составит

$$G_и = \frac{365\,(3{,}6\rho^2 + 0{,}06\rho)\,Q \cdot 1000}{1000\,(100 - 99{,}2)} = \frac{365\,(3{,}6 \cdot 0{,}2^2 + 0{,}06 \cdot 0{,}2)\,7000 \cdot 100}{1000\,(100 - 99{,}2)} =$$

$$= 39\,200 \ м^3/год.$$

Расчет циркуляционных окислительных каналов (ЦОК) производят по уравнению

$$L_0 - L_t = 0{,}6\,\frac{\beta}{\alpha}\,S_б t 10^{kt}, \qquad (89)$$

полученному из условия соответствия скоростей прироста ила и его самоокисления, в котором величины концентрации загрязнений выражаются через $БПК_{полн}$ или для бытовых и близких к ним по составу сточных вод—через $БПК_{20}$. Коэффициент скорости потребления кислорода $к$ принимается в пределах 0,16—0,20.

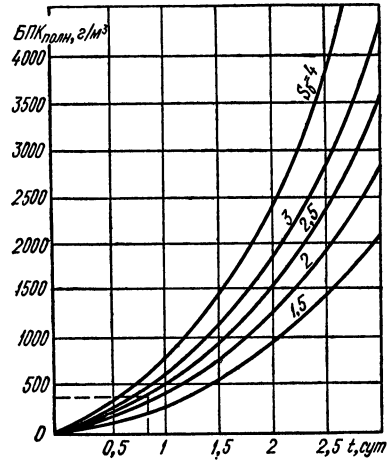


Рис. 34. График для расчета ЦОК.

Поскольку уравнение (89) нелинейно, расчет времени окисления рекомендуется производить графоаналитически (рис. 34).

Время обработки сточных вод в ЦОК определяется умножением величины времени окисления на эмпирический коэффициент 1,47. Скорость окисления загрязнений в ЦОК в расчете на сухое вещество ила принимается равным 0,1 *г* $БПК_б/г \cdot сут$ (4,2 *мг/г · ч*). Поскольку ЦОК, как и АРТ, работают в режиме полного окисления, расчеты зольности и количества избыточного ила для этих сооружений аналогичны.

Пример 12. Рассчитать ЦОК при следующих исходных данных: расход сточных вод 100 $м^3/сут$; начальная концентрация загрязнений $БПК_{20}$ 350 $г/м^3$, конечная — 15 $г/м^3$.

По графикам на рис. 34 при концентрации ила по беззольному веществу 2,5 *г/л* находим время окисления, равное 0,8 *сут*.

Время обработки сточных вод составляет 0,8 · 1,47 = 1,18 *сут*, объем ЦОК равен 100 · 1,18 = 118 *м*³. Скорость окисления загрязнений в ЦОК по формуле (71) будет равна $t_{обр} = (L_0 - L_t)/S_{ср}$ (1 — *З*) ρ = (350—15) · 100 : (2,5×118 × × 1000) = 0,113 *г* $БПК_{20}$/*г* · *сут* или 0,08 *г* $БПК_5$/*г* · *сут* или 3,3 *мг*$БПК_5$ *г*/*ч* по беззольному веществу ила; с учетом зольности 33% эта величина составит 3,3 (1—0,33) = 2,21 *мг* $БПК_5$/*г* · *ч*, или 0,053 *г* $БПК_5$/*г* · *сут*, что отвечает рекомендуемым пределам.

Аэротенк с переменным объемом регенератора позволяет учитывать качество и характер загрязнений сточных вод при наладке режима регенерации ила. Расчет таких аэротенков производится по методу расчета аэротенков с регенерацией ила, но с уменьшением времени аэрации на 10—12% [2].

Таблица 46. **Распределение подачи воздуха в четырехкоридорный аэротенк с переменным объемом регенераторов, % [2]**

Объем регенераторов, %	Коридоры аэротенка			
	1	2	3	4
25	35		15	15
50	30		30	10
75	25		25	25

Распределение подачи воздуха осуществляется пропорционально распределению сточных вод, поступающих в аэротенк, на основании табл. 46.

Распределение концентрации ила по длине аэротенка с переменным объемом регенератора является сложной функцией, поэтому рекомендуется рассчитывать среднее значение концентрации ила с учетом степени рециркуляции как интеграл функции равномерного распределения воды

$$S_{ср} = S_в R \ln (1 + 1/R). \qquad (90)$$

Аналогично рассчитывают среднюю нагрузку на ил

$$l_{S_{ср}} = QL_0/WS_в R \ln (1 + 1/R). \qquad (91)$$

Пример 13. Определение средней концентрации ила и средней нагрузки на ил в аэротенках с переменным объемом регенератора выполняем как продолжение расчета аэротенка с регенерацией ила. Расход стоков — 60 000 *м*³/*сут*, начальная концентрация загрязнений по $БПК_{20}$ — 250 *г*/*м*³, полный объем аэротенка — 18 420 · 0,9 = 16 578 *м*³, степень рециркуляции — 1, концентрация ила в регенераторе, т. е. возвратного ила — 4 *г*/*л*. По формуле (90)

$$S_{ср} = S_b R \ln (1 + 1/R) = 4 \cdot 1 \cdot \ln 2 = 4 \cdot 1 \cdot 2{,}303 \lg 2 = 2{,}81 \ г/л.$$

В примере расчета аэротенка с регенератором эта величина равна 2,62 *г*/*л*; следовательно, в аэротенке с переменным объемом регенератора средняя концентрация ила повышается на 7,25%, что несомненно повлечет незначительное уменьшение прироста ила и бóльшую устойчивость работы аэротенка. Средняя нагрузка на ил по формуле (91)

$$l_{S_{ср}} = \frac{60\,000 \cdot 250}{16\,578 \cdot 4 \cdot 2{,}303 \ln 2 \cdot 1000} = 0{,}317 \ г \ БПК_{20}/г \cdot сут,$$

или 0,222 *г*$БПК_5$/*г* · *сут*.

Нагрузка на ил в аэротенке с постоянным объемом регенератора составляла 60 000 · 250 : (2,62 · 18 420 · 1000) = 0,315 *г* $БПК_{20}$/*г* · *сут*, т. е. была аналогичной, хотя объем аэротенка в рассматриваемой модификации уменьшен на 10%.

Расчет аэротенков с постоянной нагрузкой на ил основан на предпосылках создания неравномерно рассредоточенной подачи сточных вод в сооружение типа вытеснителя и неравномерно убывающей подачи воздуха [40].

Постоянство нагрузки на ил обеспечивается распределением подачи сточных вод по длине коридорного аэротенка пропорционально изменению скорости процесса. Функция распределения расхода сточных вод по длине аэротенка при впуске регенерированного ила сосредоточенно в начале аэротенка имеет вид:

$$\frac{Q_x}{Q_l} = \frac{Q_p}{2Q} \cdot \frac{(Q/Q_p + 1)^2 - 1}{\sqrt{x/l\,[(Q/Q_p + 1)^2 - 1] + 1}}, \qquad (92)$$

где Q_x — расход сточных вод в точке x; Q_l — отношение расхода сточных вод к длине аэротенка l.

Учитывая, что $Q_p/Q = R$, уравнение (92) приобретает вид

$$\frac{Q_x}{Q_l} = \frac{R\,[(1/R + 1)^2 - 1]}{2\sqrt{x/l\,[(1/R + 1)^2 - 1] + 1}}. \qquad (93)$$

Среднюю концентрацию ила в аэротенке с постоянной нагрузкой на ил рассчитывают по уравнению

$$S_{ср} = S_p 2Q_p/(2Q_p + Q). \qquad (94)$$

Распределение подачи расчетного количества воздуха по длине аэротенка рассчитывают аналогично подаче сточных вод по уравнению (93).

Распределение подачи сточных вод с целью соблюдения постоянной нагрузки на ил рекомендуется сочетать со схемой аэротенка с переменным объемом регенератора. Это позволит использовать все преимущества такой схемы в максимальной степени.

Неравномерное распределение подачи воды и воздуха с условием постоянства нагрузки на ил обеспечивает согласование подачи кислорода и его потребление, то есть наиболее рациональное использование энергии и высокий эффект очистки.

Пример 14. Расчет распределения подачи сточных вод в аэротенк с постоянной нагрузкой на ил выполняем как продолжение примера 11. По уравнению (93) определяем отношения удельных расходов сточных вод в 10 точках впуска (через каждые 10 *м* при длине аэротенка 100 *м*, считая начало аэротенка первой точкой)

$$\frac{Q_x}{Q_l} = \frac{1\left[\left(\frac{1}{1} + 1\right)^2 - 1\right]}{2\sqrt{\frac{x}{100}\left[\left(\frac{1}{1} + 1\right)^2 - 1\right] + 1}} = \frac{1{,}5}{\sqrt{0{,}03x + 1}}.$$

Расчет этого отношения представим в следующем виде:

x_i.....	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90
$k_{Q_l} = Q_x/Q_l$	1,5	1,32	1,19	1,09	1,01	0,95	0,90	0,85	0,82	0,78

Далее распределение расчетного расхода в одном аэротенке 30 000 *м*³/*сут* по длине 100 *м* в десяти точках рассчитывают пропорционально вычисленным коэффициентам, как простую задачу на части

$$Q_{x_i} = Qk_{Q_i} / \sum_{1}^{n} k_{Q_i},$$

где $Q(x_i)$ — расход сточных вод в каждой точке.

Результат расчета представим в виде:

x_i ...	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90
Q_{xi} ...	4330	3810	3430	3140	2910	2740	2590	2450	2350	2250

В нашем примере $\sum_{1}^{10} k_{Q_i} = 10{,}41$ и для точки, отстоящей от начала аэротенка на расстоянии 60 *м*,

$$Q_{x60} = 30\,000 \cdot 0{,}9 : 10{,}41 = 2590 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Постоянная нагрузка на ил с учетом уравнения (94) составляет

$$l_S = \frac{QL_0(2Q_\text{р} + Q)}{WS_\text{р}2Q_\text{р}} = \frac{60\,000 \cdot 250\,(2 \cdot 60\,000 + 60\,000)}{16\,578 \cdot 4 \cdot 2 \cdot 60\,000 \cdot 1000} =$$

$$= 0{,}34 \text{ г БПК}_{20}/\text{г} \cdot \text{сут},$$

что близко к значениям, рассчитанным по модификации аэротенков с регенерацией с сосредоточенной подачей воды и ила (0,315) и аэротенков с переменным объемом регенератора (0,317). Концентрация ила (среднее значение), вычисленная по формуле (74),

$$S_\text{ср} = 4\frac{2 \cdot 60\,000}{2 \cdot 60\,000 + 60\,000} = 2{,}67 \text{ г/л}$$

также отвечает ранее вычисленному значению для аэротенка с регенерацией ила.

Аэротенки-отстойники и аэротенки-осветлители всех типов, будучи смесителями, рассчитываются по скоростям окисления загрязнений. Эти комбинированные сооружения могут работать как в режимах высоких и средних, так и низких нагрузок, но в любом случае они способны работать с повышенными концентрациями активного ила. В модификациях высоких нагрузок на единицу объема сооружения повышенные концентрации ила обеспечивают эффект полной биологической очистки, а при низких объемных нагрузках — стабилизирование ила и значительное уменьшении его прироста.

Принципиальной основой расчета всех комбинированных аэрационных сооружений является уравнение (71); различия заключаются лишь в расчете скорости окисления.

Комбинированные высокопроизводительные аэротенки-отстойники [15, 16] рекомендуется рассчитывать по уравнениям, в которых скорость окисления является функцией исходной концентрации загрязнений при оптимальной концентрации активного ила (для городских сточных вод):

$$t_a = \frac{L_0 - L_t}{16 + 0{,}75\,[S\,(1 - \mathcal{З})]^{0{,}75}\,L_t^{1{,}25}}; \qquad (95)$$

$$t_0 = 0{,}45S_6I^{0{,}55}/S_i^{1{,}12} + 1{,}25. \qquad (96)$$

Зольность ила можно принимать равной 0,3 как для аэротенков смесителей, а оптимальную концентрацию ила по беззольному веществу определять как функцию исходной концентрации загрязнений (по $БПК_{20}$) по графику на рис. 35 [16].

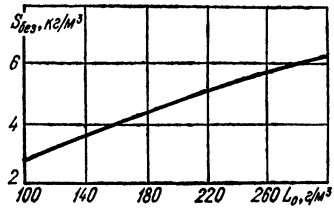


Рис. 35. График для выбора оптимальной концентрации ила в зависимости от концентрации загрязнений.

Время аэрации, вычисленное по уравнению (95), следует умножать на поправочный коэффициент, учитывающий среднюю температуру сточной жидкости и определяемый по формулам [16]:

при $T \leqslant 18°$ С

$$k_т = 0{,}09/(0{,}0028T + 0{,}04); \qquad (97)$$

при $T \geqslant 18°$ С

$$k_т = 0{,}09/(0{,}004T + 0{,}03). \qquad (98)$$

Аэротенк-отстойник со средними нагрузками можно рассчитывать по упрощенной формуле

$$t_a = \frac{15L_0}{T\rho_{ср}} + 2, \qquad (99)$$

где $\rho_{ср} = 45$ *г/м³ · ч.*

Аэротенки-отстойники с низкими нагрузками, например, компактные установки типа БИО рассчитывают по формуле (71), где скорость окисления принимается в пределах 4—8 *мг* $БПК_б$ *г/ч* по сухому веществу ила.

Аэротенки-осветлители явились результатом конструктивного и технологического совершенствования высокопроизводительных аэротенков-отстойников французской фирмы «Дегремон»: рапид-блоков, оксиконтактов и др.

При конструировании аэротенков-осветлителей ставилась задача максимального увеличения интенсивности рециркуляции иловой смеси между зонами аэрации и осветления. В отличие от прототипов, в частности аэротенков-отстойников фирмы «Дегремон», в аэротенке-осветлителе устанавливают направляющие козырьки и перегородки вблизи мест входа и выхода потоков иловой смеси в зону осветления. Это позволило создать интенсивную направленную циркуляцию между зонами аэрации и осветления, что обусловило значительное увеличение интенсивности рециркуляции — до 2500—3000% по отношению к расходу сточных вод (в аэроакселаторах и оксиконтактах она не превышает 500%). Высокие скорости рециркулирующего потока и определенная форма зоны осветления обеспечивают устойчивый взвешенный слой активного ила, выполняющий как функции фильтра, так и функции реактора для осуществления процесса окисления загрязнений.

Благоприятные условия контактирования загрязнений, бактериальных клеток и хлопьев ила и растворенного в воде кислорода обеспечивают высокие скорости изъятия и окисления загрязнений. Равномерный кислородный режим и наиболее полное использование всего илового запаса в комплексе биохимической очистки наряду с возможностями поддерживать высокие концентрации ила позволяют значительно повысить производительность аэротенков-осветлителей.

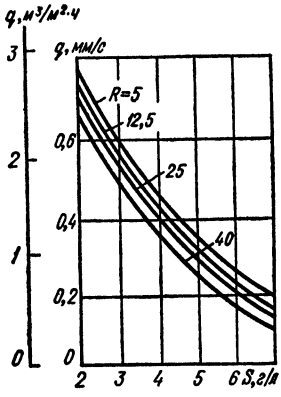


Рис. 36. График для расчета гидравлической нагрузки на взвешенный слой в аэротенках-осветлителях.

Однако при очистке городских сточных вод, имеющих сравнительно небольшие концентрации загрязнений, допустимое увеличение органической нагрузки не означает пропорционального увеличения производительности сооружения, та как существуют определенные ограничения по допустимой гидравлической нагрузке: при увеличении общей нагрузки необходимо увеличивать интенсивность рециркуляции, увеличивается ожижающая скорость и псевдоожиженный слой ила расширяется, причем концентрация ила в нем уменьшается.

Следовательно, для проектирования аэротенков-осветлителей необходимо принимать в качестве основных параметров не только скорость окисления, но и гидравлическую нагрузку на поверхность взвешенного слоя. Время обработки сточных вод в аэротенках-осветлителях определяется по уравнению

$$t_0 = t_a + t_{в.с} + t_з, \qquad (100)$$

где t_a — время пребывания воды в зоне аэрации; $t_{в.с}$ — время пребывания воды в иловом объеме зоны осветления; $t_з$ — время пребывания воды в защитной зоне над поверхностью взвешенного слоя.

При больших значениях степени рециркуляции условия протекания процессов в зоне аэрации и в иловом объеме зоны осветления будут практически одинаковы, как в реакторах-смесителях. Поэтому время аэрации и пребывания во взвешенном слое в сумме характеризуют время процесса с постоянной скоростью протекания, как в уравнении (71)

$$t_a + t_{в.с} = (L_0 - L_t)/S\,(1 - 3)\,\rho_{ср}.$$

Время пребывания воды в защитной зоне над поверхностью взвешенного слоя определяется гидравлической нагрузкой и высотой защитной зоны

$$t_з = h_з/q. \qquad (101)$$

Высота защитной зоны для аэротенков-осветлителей с глубиной зоны осветления 4—6 *м* обычно принимается 1,3—1,5 *м*.

Гидравлическая нагрузка зависит от рабочей концентрации ила (рис. 36); концентрация ила определяется из расчетной скорости окисления — 45 *мг* $БПК_5$ на 1 *г* беззольной массы ила в 1 *ч*, или около 1 *г* $БПК_5/г \cdot сут$, т. е. в расчете на сухую массу ила при его зольности 0,3—31,5 *мг* $БПК_5/г \cdot ч$ или 0,75 *г/г · сут*.

Прирост ила в аэротенках-осветлителях рассчитывают в зависимости от скорости окисления (см. стр.112).

Удельный расход воздуха на аэротенки-осветлители, у которых соотношения объемов зон аэрации и осветления находятся в пределах 1:3—1:4, можно принимать по зависимости на рис. 37, где удельный расход воздуха представлен функцией объемной нагрузки на зону аэрации.

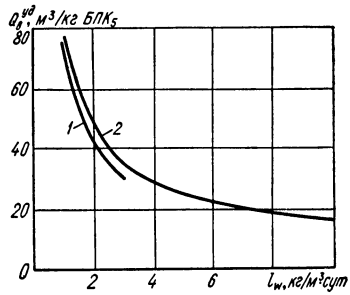


Рис. 37. График для определения удельного расхода воздуха (для комбинированных аэротенков).

1 — для аэротенков-отстойников; *2* — для аэротенков-осветлителей.

Двухкамерный аэротенк-отстойник работает с параметрами, характерными для процесса полного окисления, однако отдельные его камеры рассчитываются на различные скорости изъятия загрязнений, т. е. на различные нагрузки. Первая камера (ступень) работает в режиме кратковременного контакта загрязнений с активным илом аналогично контактному бассейну контактно-стабилизационных аэротенков, поэтому и расчетную нагрузку на объем этой камеры рекомендуется принимать аналогичную — 5 *кг* $БПК_5$ $м^3 сут$ (для городских сточных вод). Вторая камера (ступень) служит для осуществления процесса окисления изъятых загрязнений и стабилизации ила, прирастающего в результате высоких нагрузок на ил в первой ступени, и доокисления остаточных загрязнений, выносящих из первой камеры. Нагрузка на объем второй ступени рекомендуется поэтому такой же, как в процессе продленной аэрации для городских сточных вод — 0,25 *кг* $БПК_5/м^3 сут$.

Объемы первой и второй камер рассчитываются на основании рекомендованных значений нагрузок по максимальному часовому расходу:

$$W_{I} = Q_{макс} L_0 / l_{w_I}; \qquad (102)$$

$$W_{II} = Q_{макс} L_0 \cdot 0{,}25 / l_{w_{II}}, \qquad (103)$$

где 0,25 — доля начальной концентрации загрязнений, приходящаяся на вторую ступень (принята по данным исследований) [8].

Время пребывания воды в зоне осветления двухкамерного аэротенка-отстойника рекомендуется равной 1,5 *ч* в период максимального часового расхода.

Таким образом, учитывая рекомендованные значения объемных нагрузок для городских и близких к ним по составу сточных вод, а также время пребывания в зоне осветления, суммарное время обработки сточных вод в двухкамерном аэротенке-отстойнике рассчитывают по формуле, полученной из уравнений (102) и (103), *ч*

$$t_{\text{мин}} = 0{,}03L_0 + 1. \qquad (104)$$

Коэффициент часовой неравномерности $K_{\text{нер}}$ принимается по нормативным документам. Начальная концентрация загрязнений в формуле (104) измеряется по $БПК_5$.

Прирост ила в двухкамерном аэротенке-отстойнике рассчитывается аналогично аэроокислителям радикального типа.

При расчете процессов очистки в двухкамерном аэротенке-отстойнике сточных вод промышленных предприятий с повышенными концентрациями загрязнений рекомендуется руководствоваться скоростью изъятия загрязнений в первой ступени 1—1,5 *г* $БПК_{20}$/*г* · *сут* при концентрации ила 2—2,5 *кг*/*м*^{3} по сухому веществу, а во второй ступени 0,05—0,08 *г* $БПК_{20}$/*г* · *сут* при концентрации ила по сухой массе 3,5—4 *кг*/*м*^{3}.

Расчет компактных очистных установок НИКТИ ГХ с процессом продленной аэрации рекомендуется производить аналогично расчету аэроокислителей радиального типа, но с минимальными значениями рекомендованных скоростей окисления, или по аналогии с расчетом циркуляционных окислительных каналов. При этом время пребывания воды в зонах осветления рекомендуется 1,5 *ч* при максимальном часовом расходе в пределах гидравлических нагрузок на поверхность расчетного уровня ила 0,5—1 *м*^{3}/*м*^{2} · *ч*.

Пример 15. Рассчитать высокопроизводительный аэротенк-отстойник при исходной концентрации загрязнений по $БПК_{20}$ 200 *г*/*м*^{3} и конечной 15 *г*/*м*^{3}.

По графику на рис. 35 рабочая концентрация по беззольному веществу должна быть 4,7 *кг*/*м*^{3} или по сухому веществу 4,7 : 0,7 = 6,7 *кг*/*м*^{3}. По формулам (95) и (96)

$$t_{\text{а}} = \frac{200 - 15}{16 + 0{,}75 \cdot 4{,}7^{0{,}75} \cdot 15^{1{,}25}} = 1{,}87 \text{ ч};$$

$$t_{\text{о}} = 0{,}45 \cdot 4{,}7 \cdot 100^{0{,}55}/15^{1{,}12} + 1{,}25 = 1{,}53 \text{ ч}.$$

При температуре сточных вод 16° С

$$k_{\text{т}} = 0{,}09/(0{,}0028 \cdot 16 + 0{,}04) = 1{,}06.$$

Тогда расчетное время аэрации

$$t_{\text{а.расч}} = 1{,}87 \cdot 1{,}06 = 1{,}98 \approx 2 \text{ ч}.$$

Суммарное время пребывания $t_{\text{а.расч}} + t_0 = 2 + 1{,}53 = 3{,}53$ *ч* в высокопроизводительном аэротенке-отстойнике получилось таким низким по той причине, что концентрация активного ила, рассчитанная по оптимизационному методу [15], оказалась довольно высокой — 6,7 *кг*/*м*^{3} по сухому веществу. Достаточная эффективность работы вторичного отстойника при такой концентрации ила вызывает сомнение. Поэтому в инженерных расчетах не всегда

следует придерживаться условия выбора оптимальной концентрации ила, а принимать ее не более 4 *кг/м*³ по сухому веществу, если разделение иловой смеси осуществляется в режиме простого отстаивания.

Пример 16. Рассчитать аэротенк-осветлитель при тех же исходных данных, что и в примере 13.

Примем $S = 4$ *кг/м*³. Тогда по формуле (71)

$$t_a + t_{в.с} = \frac{200 - 15}{4(1 - 0{,}3)31{,}5} = 2{,}1 \text{ ч.}$$

При рециркуляции $R = 15$ по графику на рис. 36 гидравлическая нагрузка на зону осветления составляет 1,44 *м*³/*м*² · *ч*

$$t_з = 1{,}4 : 1{,}44 = 0{,}97 \text{ ч}; \qquad t_о = 2{,}1 + 0{,}97 = 3{,}07 \text{ ч}.$$

Как видно из примеров 13 и 14, аэротенк-осветлитель оказался экономичнее высокопроизводительного аэротенка-отстойника по суммарному объему, но работает при этом с меньшей концентрацией ила, что объясняется повышенной скоростью окисления в псевдоожиженном слое активного ила. Так как прирост ила в аэротенке в таких случаях должен быть выше, выбор типа аэротенка обосновывается оптимизационным расчетом по критерию минимума приведенной стоимости сооружений биологической очистки и обработки осадка и избыточного ила.

Пример 17. Рассчитать двухкамерный аэротенк-отстойник при исходной концентрации загрязнений сточных вод по $БПК_5$ 200 *г/м*³ и расходе 1000 *м*³/*сут*.

Требуется определить суммарное время обработки сточных вод при условии соблюдения параметров процесса полного окисления в целом по формуле (104)

$$t_{мин} = 0{,}03 \cdot 200 + 1 = 7 \text{ ч}.$$

Унифицированная секция двухкамерного аэротенка-отстойника по экспериментальному проекту Укргипрокоммунстроя производительностью 400 *м*³/*сут* рассчитана на время пребывания 7,8 *ч*. Следовательно, необходимы 3 секции. Так как блок секций по проекту состоит из I рабочей и I резервной, принимаем 2 блока секций.

Вторичные отстойники

Активный ил, оседающий во вторичных отстойниках, отличается от взвеси, оседающей в первичных отстойниках, что обусловлено его агрегативной неустойчивостью; частицы (агрегаты) ила в процессе отстаивания меняют свои формы и размеры и, соответственно, гидравлическую крупность.

Агрегативная неустойчивость активного ила является следствием изменения гидродинамических условий среды, в которой находятся хлопья ила при переходе иловой смеси из аэротенка во вторичный отстойник, а также следствием функционирования ила как биологической системы, способной к образованию крупных структур-агрегатов. Кроме этого, физическая структура иловой смеси изменяется в зависимости от изменений режима протекания процесса

в аэротенке, обусловленных колебаниями расходов сточной жидкости и концентраций загрязнений.

Все эти обстоятельства не позволяют применять для расчета процесса отстаивания иловой смеси какой-либо универсальной системы уравнений, как это имеет место в расчете первичных отстойников; тем более ошибочно принимать конкретные величины времени пребывания иловой смеси во вторичных отстойниках.

Расчет вторичных отстойников должен основываться на структуре процесса осаждения активного ила, его качественной характеристике, зависящей от модификации процесса биологической очистки, концентрации, величине рециркуляции и, как и аэротенков,— на понятии нагрузок.

Качество активного ила как двухфазной системы, разделяющейся под воздействием гравитационных сил, принято в общих чертах характеризовать величиной илового индекса — объемом, занимаемым 1 *г* сухой массы ила после 30-минутного отстаивания при заданной исходной концентрации. Однако иловый индекс не отражает структуры процесса осаждения ила, которая может существенно повлиять на конструкцию вторичных отстойников и технологическую схему комплекса биологической очистки в целом. Поэтому проектирование вторичных отстойников необходимо начинать со структурного определения процесса осаждения во взаимосвязи с принятой модификацией метода очистки.

В высоконагруженных (высокоскоростных) процессах очистки сточных вод хлопья ила поступают во вторичные отстойники с запасом сорбированной, но неассимилированной органической массы загрязнений. Агрегаты обладают повышенной гидравлической крупностью и быстро оседают. Однако ввиду увеличенного размера частиц такой ил долго уплотняется, т. е. в общей кинетике процесса разделения смеси фаза отстаивания преобладает. Поэтому для высокоскоростных процессов биохимической очистки применяют вторичные отстойники радиального типа, имеющие малый объем иловой части; рационально сочетать их с отдельными илоуплотнителями.

В процессах с малыми скоростями, например, полного окисления при производительности станций до 10 000 $м^3/сут$, активный ил, работающий с малыми нагрузками, имеет небольшие размеры частиц, которые медленно оседают, но хорошо уплотняются. В таких случаях рационально применение вертикальных вторичных отстойников, имеющих относительно большой объем иловой части, или режима тонкослойного отстаивания, характеризующегося улучшенными условиями осаждения частиц.

Основными проектными параметрами для расчета вторичных отстойников рекомендуется принимать гидравлическую и массовую нагрузки; иловый индекс, величина концентрации ила и величина рециркуляции являются переменными, связывающими параметры работы аэротенков с параметрами работы вторичных отстойников. Рассчитанные величины нагрузок и выбран-

ный тип вторичных отстойников с известными для данного типа предельными значениями нагрузок позволяют с учетом производительности станции определить размеры и число вторичных отстойников.

Функциональная зависимость между основным параметром — объемным расходом — и исходными параметрами может быть представлена уравнением (68)

$$q_V = q_F IS, \qquad (105)$$

где q_V — объемная (гидравлическая) нагрузка, $м^3/м^2 \cdot ч$; q_F — «охватывающая» скорость протекания жидкости через отстойник (гидравлическая нагрузка максимальная для конкретного качества ила), $м/ч$; I — иловый индекс, $м^3/кг$; S — концентрация ила по сухому веществу, $кг/м^3$.

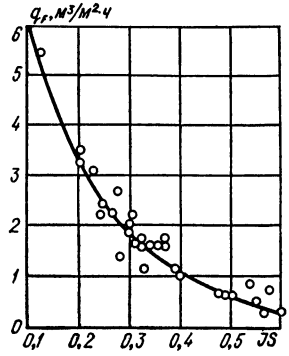


Рис. 38. График для расчета максимальной гидравлической нагрузки [5].

В уравнении (105) произведение IS в физическом смысле означает относительный объем ила после 30-минутного отстаивания в отстойнике (часть первоначального объема), а произведение $q_F S$ соответствует расчетной массовой нагрузке на отстойник по сухому веществу ила. Пользуясь критерием IS [5], можно с достаточной степенью достоверности рассчитывать процесс отстаивания (первую фазу) во вторичных отстойниках.

Зависимость $q_F = f(IS)$, представленная на рис. 38, позволяет применить уравнение (105) в качестве основы для инженерного расчета вторичных отстойников. Величины I и S определяются в зависимости от модификации процесса, осуществляемого в аэротенке. Наиболее характерным параметром при этом является скорость окисления, обеспечиваемая нагрузкой на ил. Величина нагрузки обусловливает седиментационную характеристику активного ила, т. е. иловый индекс может быть функцией скорости окисления в зависимости от принятой модификации процесса.

На рис. 39 приведена так называемая классическая кривая функции илового индекса от нагрузки на ил для практического диапазона нагрузок. Участок *а* — до нагрузок 0,2 *г* $БПК_5$ на 1 *г* сухой массы ила в сутки — характеризует процесс полного окисления, при котором иловый индекс низок за счет хорошей уплотняемости стабилизированного ила; участок *б* — в пределах нагрузок 0,3—0,4 *г* $БПК_5$ — характеризует диапазон процессов со средними нагрузками; участок *в* является неблагоприятным для применения вторичных отстойников, поскольку диапазон нагрузок 0,6—2 *г* $БПК_5/г \cdot сут$ характеризуется «вспуханием» ила. Диапазон *г* характерен достаточно низким иловым индексом ввиду большой физической крупности агрегатов ила с сорбированными загрязнениями.

Анализируя кривую на рис. 39 с точки зрения применения и расчета вторичных отстойников, можно утверждать, что режим разделения иловой смеси отстаиванием пригоден для модификаций низко- и средненагружаемых процессов, т. е. процессов полного окисления и процессов окисления с регенерацией и без регенерации ила, а также для высокоскоростных процессов быстрого изъятия загрязнений (биосорбции) и супраактивации. Для модификаций процессов с высокими скоростями окисления, но в пределах 0,6—2 *г* $БПК_5$/*г* · *сут* вторичное отстаивание непригодно; в этом диапазоне нагрузок рекомендуется применять сооружения с разделением иловой смеси в псевдоожиженном (взвешенном) слое активного ила, например, аэротенки-осветлители.

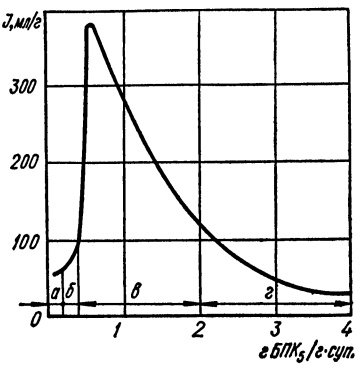


Рис. 39. Зависимость илового индекса от нагрузки на ил по сухому веществу:

а — диапазон процесса полного окисления; *б* — диапазон средних нагрузок; *в* — диапазон процесса со «вспухшим» илом; *г* — высоконагруженные процессы.

Резко повышенный иловый индекс в диапазоне нагрузок 0,6—2 *г* $БПК_5$/*г* · *сут* объясняется развитием нитчатых бактерий в активном иле, для жизнедеятельности которых этот диапазон нагрузок оптимален. Поскольку нитчатые бактерии являются хорошими окислителями, взвешенный слой выполняет, кроме функций разделения смеси, также функцию реактора-окислителя.

Вторичные отстойники, рассматриваемые как неотъемлемая часть комплекса биологической очистки, совместно с аэротенками определяют оптимальный диапазон рабочих концентраций активного ила, который соответствует минимуму суммарного удельного объема всего комплекса. На рис. 40 представлены результаты простейшей оптимизации, выполненной по суммарному объему, отнесенному к одному

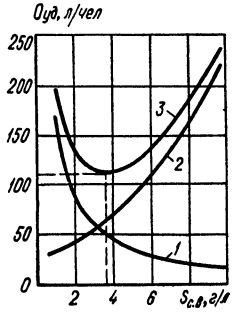


Рис. 40. График для определения оптимальной концентрации ила в системе аэротенк — вторичный отстойник:

1 — зависимость удельного объема аэротенка от рабочей концентрации ила; *2* — зависимость удельного объема вторичного отстойника от концентрации иловой смеси; *3* — кривая, суммирующая кривые *1* и *2* по оси ординат.

приведенному жителю для городских сточных вод. Минимум суммарного объема относится к диапазону концентраций ила 3—4 *г/л* по сухому веществу (см. кривую *3*), который рекомендуется принимать в основу расчета.

Таким образом определяются основные исходные данные для расчета — концентрация активного ила и иловый индекс и соот-

ветственно, критерий IS. Однако кривая на рис. 39 лишь в общих чертах описывает зависимость $I = f(\rho)$ в диапазоне низких скоростей окисления. В диапазоне нагрузок на ил 0,05—0,2 *г* $БПК_5/г \cdot сут$, в котором протекают процессы полного окисления,

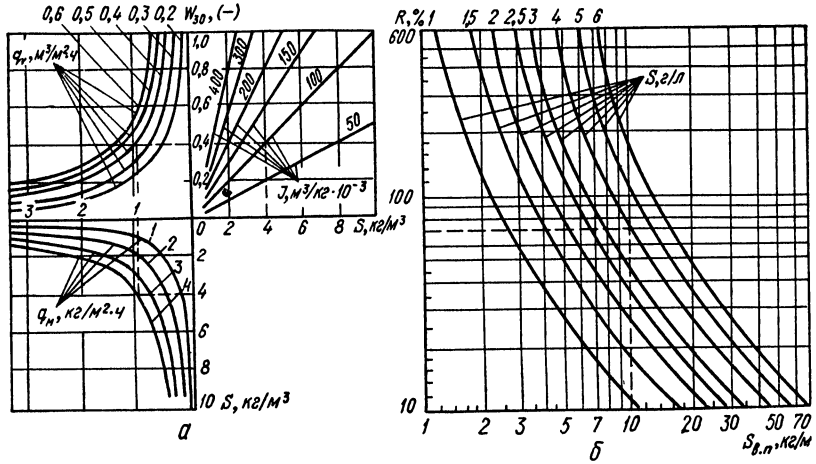


Рис. 41. График для расчета основных проектных параметров вторичных отстойников:

а — для определения нагрузок; *б* — для расчета величины рециркуляции активного ила.

иловый индекс в целом относительно низок, но изменяется с изменением нагрузок; это изменение также однозначно и в диапазоне средненагруженных процессов, достигая минимума илового индекса при нагрузках 0,3—0,4 *г* $БПК_5/г \cdot сут$.

Практическое применение уравнения (105) иллюстрируется графиками на рис. 41.

Пример. Рассчитать и подобрать вторичный отстойник к циркуляционному окислительному каналу, работающему с концентрацией иловой смеси 4 *кг*/м³ и с нагрузкой на ил 0,15 *г* $БПК_5/г \cdot сут$, обусловливающей иловый индекс 100 *см*³/*г* (0,1 м³/*кг*). На рис. 41, *а* пунктирными линиями отложены соответствующие абсциссы и ординаты в правой и левой нижней частях. При величине критерия $IS = 4 \cdot 0{,}1 = 0{,}4$ согласно графику на рис. 38 максимальная гидравлическая нагрузка $q_F = 1$ м³/м²; откладываем эту величину на левой шкале линии абсцисс и проводим вертикальные линии до пересечения с линиями, соответствующими исходным значениям концентрации ила и илового индекса. Точки пересечения дадут величины объемной удельной скорости потока и массовой нагрузки на отстойник.

Если применить вертикальный отстойник с нисходяще-восходящим движением жидкости с расчетной «охватывающей» скоростью 1 *м*/ч (около 0,3 *мм*/*с*), значения расчетных нагрузок составят соответственно 0,35 м³/м² · *ч* и 4 *кг*/м²*ч*.

Режим работы вторичных отстойников во многом определяется степенью рециркуляции ила в системе аэротенк—вторичный отстойник. В свою очередь, эффективность работы вторичного отстойника определяет количество ила, направляющееся на контакт

с загрязнениями в аэротенк, т. е. прямо влияет на фактическую нагрузку на ил. Чем эффективнее работает вторичный отстойник, тем выше концентрация возвратного ила и тем меньшую степень рециркуляции можно определять в расчете аэротенка. Это позволяет уменьшить балластную гидравлическую нагрузку на весь комплекс, создаваемую рециркулирующим расходом ила.

Взаимозависимость величины рециркуляции ила, концентрации иловой смеси в аэротенке и концентрации возвратного ила представлена на рис. 41,*б*. Зная расчетную концентрацию иловой смеси в аэротенке и предполагая эффективность ее уплотнения во вторичном отстойнике, можно рассчитать концентрацию возвратного ила. Например, определив по графикам на рис. 41,*а* часть объема, занимаемую илом после 30 *мин* отстаивания (в нашем примере — 0,4), рассчитываем концентрацию возвратного ила по формуле

$$S_{в.и} = S/W_{30}; \qquad (106)$$

$$S_{в.и} = 4 \cdot 1 : 0{,}4 = 10 \ кг/м^3.$$

По графику на рис. 41,*б* при этой величине концентрации возвратного ила (ось абсцисс) и при концентрации иловой смеси 4 $кг/м^3$ степень рециркуляции составляет около 70%.

Для расхода сточных вод 100 $м^3/сут$ при 70%-ной рециркуляции возвратного ила расчетная площадь вторичных отстойников составляет по среднечасовому расходу $(100 \cdot 1{,}7) : (24 \cdot 0{,}2) = 35{,}4\ м^2$. С учетом коэффициента часовой неравномерности 1,5 эта величина возрастает до 53,1 $м^2$.

Принимаем вертикальные отстойники диаметром 4 *м* и площадью поверхности 12,56 $м^2$. Количество таких вторичных отстойников составит $53{,}1 : 12{,}56 = 4$ шт.

В нашем примере гидравлическая нагрузка на вторичный отстойник определена по суммарному расходу сточной жидкости и рециркуляционного потока. Соответственно, коэффициент часовой неравномерности принят только относительно расхода сточных вод, а расчетная величина этого коэффициента определена для суммарного расхода как средневзвешенное значение

$$k_{нер.расч} = (k_{нер} \cdot Q_{с.в} + Q_{в.и})/Q_{см}, \qquad (107)$$

где $k_{нер.расч}$ — расчетный коэффициент часовой неравномерности; $k_{нер}$ — коэффициент часовой неравномерности поступления сточных вод; $Q_{с.в}$ — расход сточных вод; $Q_{в.и}$ — расход возвратного ила (рециркулирующий расход); $Q_{см}$ — расход смеси сточных вод и возвратного ила.

Фактическое время пребывания иловой смеси во вторичных отстойниках в примере 16 составит в часы максимального притока около 1,8 *ч*.

ОБОРУДОВАНИЕ СООРУЖЕНИЙ ДЛЯ БИОХИМИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

Системы пневматической аэрации

Проектирование систем пневматической аэрации основывается на двух условиях: интенсивности насыщения воды кислородом и интенсивности турбулентного режима в среде.

Стоимость сооружений биохимической очистки сточных вод в общей стоимости крупных очистных станций составляет 33—35%, а потребляемая электроэнергия — около 70% общего количества, поэтому условие экономичности аэрационной системы имеет одно из важнейших значений в проектировании очистных комплексов.

Расчет и оценка экономичности проектируемой системы аэрации производится при помощи следующих расчетных параметров:

e_L — удельные затраты электроэнергии в *квт-ч* на 1 *кг* удаленных из воды загрязнений, измеряемых по $БПК_5$;

e_Q — удельные затраты электроэнергии в *квт-ч* на 1 $м^3$ обрабатываемых сточных вод;

$Q_{в.уд}$ — удельное количество подаваемого воздуха в $м^3$ на 1 *кг* удаленных из воды загрязнений, измеряемых по $БПК_5$;

$e_к$ — удельные затраты электроэнергии в *квт-ч* на 1 *кг* растворяющегося в воде кислорода;

ОС — скорость подачи кислорода в воду в $г/м^3ч$, характерная для конкретного вида аэратора при расчетной производительности*;

ОС/N — эффективность использования мощности аэрирующих устройств *кг/квт-ч* (в физическом смысле этот параметр является величиной, обратной $e_к$);

$Q_{в.р}$ — расчетное количество воздуха, которое может подать пневматический аэратор, в $м^3/ч$ или *л/мин*;

K — коэффициент использования подаваемого воздуха, т. е. количество кислорода, растворяющегося из 1 $м^3$ поданного воздуха аэратором, заглубленным на 1 *м* в воду, в $г/м^3м$ или $г/м^4$.

Параметры e_L, $e_к$, *ОС* и *K* являются наиболее универсальными для всех видов систем аэрирования, параметры $Q_{в.р}$ и $Q_{в\ уд}$ применяются только при расчете систем пневматической аэрации, а параметр e_Q — только для оценки эффективности аэрационной системы в аэротенках крупных городских станций.

В инженерных расчетах наиболее часто употребляется параметр *ОС*, выражающий скорость переноса кислорода в воду, которую приводят к величине растворимости при температуре 10°С. Так как растворимость кислорода в чистой воде при 10°С составляет 11,33 $г/м^3$, формула для выражения *ОС* имеет вид

$$OC = C_S k_{La} = 26{,}1 \sqrt{\frac{k_{10}}{k_т}} \frac{1}{t} \lg \frac{C_S - C_0}{C_S - C_t}. \qquad (108)$$

* Обозначение составлено из начальных букв английских слов oxygenation capacity — кислородная производительность, но иногда его трактуют как сочетание первых букв русского термина «окислительная способность».

Поправочный коэффициент $\sqrt{k/k_т}$, учитывающий различие диффузионных констант при разных температурах, определяется по зависимости $\sqrt{k_{10}/k_т} = 1{,}038^{0{,}5\,(10-T)}$, и приведен в табл. 47.

На основании обобщения литературных данных и руководствуясь результатами экспериментальных исследований, проведенных в НИКТИ ГХ, окислительная способность *ОС* различных видов пневматических аэраторов оценивается следующим образом на 1 $м^2$

Таблица 47. **Определение фактора $\sqrt{k_{10}/k_т}$ в зависимости от температуры измерения *T* [54]**

T°, С	0,0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
5	1,0977	1,0957	1,0936	1,0916	1,0896	1,0875	1,0855	1,0835	1,0815	1,0795
6	1,0774	1,0754	1,0734	1,0714	1,0694	1,0674	1,0655	1,0635	1,0615	1,0595
7	1,0575	1,0556	1,0536	1,0516	1,0497	1,0477	1,0458	1,0438	1,0419	1,0399
8	1,038	1,0361	1,0341	1,0322	1,0303	1,0284	1,0265	1,0245	1,0226	1,0207
9	1,0188	1,0169	1,015	1,0131	1,0113	1,0094	1,0075	1,0056	1,0037	1,0019
10	1	0,9981	0,9963	0,9944	0,9926	0,9907	0,9889	0,987	0,9852	0,9834
11	0,9815	0,9797	0,9779	0,976	0,9742	0,9724	0,9706	0,9688	0,967	0,9652
12	0,9634	0,9616	0,9598	0,958	0,9562	0,9545	0,9527	0,9509	0,9491	0,9474
13	0,9456	0,9438	0,9421	0,9403	0,9386	0,9368	0,9351	0,9333	0,9316	0,9299
14	0,9281	0,9264	0,9247	0,9229	0,9212	0,9195	0,9178	0,9161	0,9144	0,9127
15	0,911	0,9093	0,9076	0,9059	0,9042	0,9025	0,9008	0,8992	0,8975	0,8958
16	0,8941	0,8925	0,8908	0,8892	0,8875	0,8858	0,8842	0,8825	0,8809	0,8793
17	0,8776	0,876	0,8744	0,8727	0,8711	0,8695	0,8679	0,8662	0,8646	0,863
18	0,8614	0,8598	0,8582	0,8566	0,855	0,8534	0,8518	0,8502	0,8487	0,8471
19	0,8455	0,8439	0,8423	0,8408	0,8392	0,8376	0,8361	0,8345	0,833	0,8314
20	0,8299	0,8283	0,8268	0,8252	0,8237	0,8222	0,8206	0,8191	0,8176	0,8161
21	0,8145	0,813	0,8115	0,81	0,8085	0,807	0,8055	0,804	0,8025	0,801
22	0,7995	0,798	0,7965	0,795	0,7936	0,7921	0,7906	0,7891	0,7877	0,7862
23	0,7847	0,7833	0,7818	0,7803	0,7789	0,7774	0,776	0,7745	0,7731	0,8817
24	0,7702	0,7688	0,7674	0,7659	0,7645	0,7631	0,7617	0,7602	0,7588	0,7574

аэратора, *г/м³·ч*: мелкопузырчатые 50—70; среднепузырчатые 30—50; крупнопузырчатые 40—50.

Эффективность использования мощности аэрирующих систем составляет 1—1,5 *кг* O_2/*квт-ч*, а удельные затраты электроэнергии на единицу количества обрабатываемых стоков (для городских сточных вод) $e_Q = 50 \div 80$ *вт-ч/м³*.

В СССР применяются мелкопузырчатые пневматические аэраторы — фильтросные плиты, пористые трубы диаметром 120—300 *мм* и поролитовые трубки диаметром до 80 *мм*, тканевые аэраторы, а также среднепузырчатые аэраторы — перфорированные трубы, щелевые аэраторы и крупнопузырчатые аэраторы в виде открытых снизу труб.

Керамические аэраторы — фильтросные плиты и пористые трубы изготавливаются с размерами пор 60—120 *мкм* и при производительности по воздуху 30—100 $м^3/м^2ч$ обладают сопротивлением 150—300 *мм в. ст.* Тканевые аэраторы (артикулы 56007, 56026) обладают такими же параметрами, но проще в монтаже и эксплуатации.

Перфорированные трубки с отверстиями диаметром 2—2,5 *мм*, шаг 100 *мм*, обладают меньшей окислительной мощностью и мень-

Таблица 48. Техническая характеристика пневматических аэраторов

Обозначение параметров	Единица измерения	Аэраторы							
		мелкопузырчатые для		среднепузырчатые				крупнопузырчатые для	
				высоконапорные для		низконапорные для			
		воды	сточной жидкости	воды	сточной жидкости	воды	сточной жидкости	воды	сточной жидкости
K	$г/м^3м$	12	8,5	1	5,5	9	7,5	6	4,5
OC/N	$кгO_2/квт\text{-}ч$	2,2	1,5	1,4	1,1	1,8	1,5	1,2	0,9
OC	$г/м^3 \cdot ч$	60	54	40	36	80	70	45	38
$Q_{в.уд}$	$м^3/кг БПК_5$	—	32,5	—	55	—	70	—	65

шим сопротивлением и применяются в сооружениях, где требуется меньшая величина $Q_{в.уд}$, например, в аэротенках-осветлителях. Если для мелкопузырчатых аэраторов $Q_{в.уд} = 45 \div 60$ $м^3/кг$ $БПК_5$, то для среднепузырчатых, применяемых в аэротенках-осветлителях, эта величина составляет 30 $м^3/кг$, так как аэротенки-осветлители требуют меньшего удельного расхода воздуха.

Крупнопузырчатые аэраторы применяются в преаэраторах и усреднителях и в основном служат для перемешивания барботированием.

Критериями для выбора того или иного типа пневматических аэраторов могут служить основные их удельные характеристики, приведенные в табл. 48.

Существующие методы расчета аэротенков с пневматической аэрацией достаточно точно позволяют определить интенсивность аэрации и расход воздуха. Выбор типа аэратора определяется как типом аэротенка, так и необходимой интенсивностью аэрации.

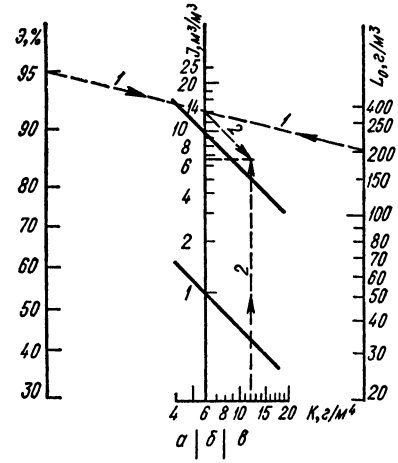


Рис. 42. Номограмма для расчета систем аэрации по методу Мюллера-Нойхауза: *а* — крупнопузырчатой; *б* — среднепузырчатой; *в* — мелкопузырчатой.

Так называемый метод Мюллера-Нойхауза [53] позволяет проверить интенсивность аэрации по величине коэффициента использования воздуха, т. е. по выбранному типу аэратора (рис. 42).

На левой вертикальной оси номограммы откладывают величину заданного эффекта очистки и соединяют прямой эту точку с величиной концентрации загрязнений на правой оси. От точки пересечения этой прямой со средней осью проводят прямую, параллельную указанным по номограмме наклонным прямым линиям, до пересечения с ординатой, поднятой от значения коэффициента K на горизонтальной оси внизу номограммы. Эту точку пересечения проецируют на среднюю вертикальную ось и находят на ней величину интенсивности аэрации для принятого типа пневматических аэраторов. Если ось интенсивности аэрации пересекается с горизонтальной осью в точке, соответствующей величине K-6 *г/м*^{4}, т. е. крупнопузырчатым аэраторам, это значит, что величина интенсивности аэрации определяется сразу в точке пересечения линии между $Э$ и L_0 с осью интенсивностей аэрации.

Пример. При исходной концентрации загрязнений $БПК_{20}$ 200 *г/м*^{3} и заданном эффекте очистки 95% интенсивность аэрации мелкопузырчатыми аэраторами составляет 7 *м*^{3}/*м*^{3}, среднепузырчатыми — 10 *м*^{3}/*м*^{3}, крупнопузырчатыми — 14 *м*^{3}/*м*^{3}.

Мелкопузырчатая и среднепузырчатая аэрации более экономичны не только по окислительной способности, но и с точки зрения перемешивания среды.

Оптимальная глубина погружения аэратора, дающего мелкие пузыри (диаметром около 2,0—2,2 *мм*), составляет около 3,6 *м*, причем в момент образования пузырька переносится в жидкость 25% общего количества растворяющегося кислорода. Следовательно, для пневматической аэрации наиболее экономичны аэротенки глубиной 3,5—4 *м* с мелко- или среднепузырчатыми аэраторами.

Выбор типа аэратора обусловливается только потребностью в кислороде, а практически — концентрацией загрязнений. При повышенных концентрациях загрязнений ($БПК_{20}$ более 300 *г/м*^{3}) рекомендуется применять мелкопузырчатые аэраторы, а при меньших — среднепузырчатые, у которых потери напора воздуха меньше.

Определенное значение в выборе типа пневматических аэраторов имеет форма аэрационного бассейна (геометрия аэротенка). Выбор типа аэрационной системы в связи с предложенной шкалой технологических модификаций процессов биохимической очистки сточных вод обусловливается напряженностью процессов и типами аэротенков, отвечающими определенной модификации. Если процесс высокоскоростной, следует принимать систему аэрации и геометрию аэротенка, обеспечивающие максимальную скорость переноса кислорода. Если процесс окисления загрязнений активным илом происходит с малыми скоростями, аэрационная система, при достаточном насыщении кислородом, должна обеспечивать по меньшей мере поддержание ила во взвешенном состоянии (либо взвешивание псевдоожиженного слоя в аэротенках-осветлителях), т. е. можно применять систему среднепузырчатой аэрации. Если же при низких

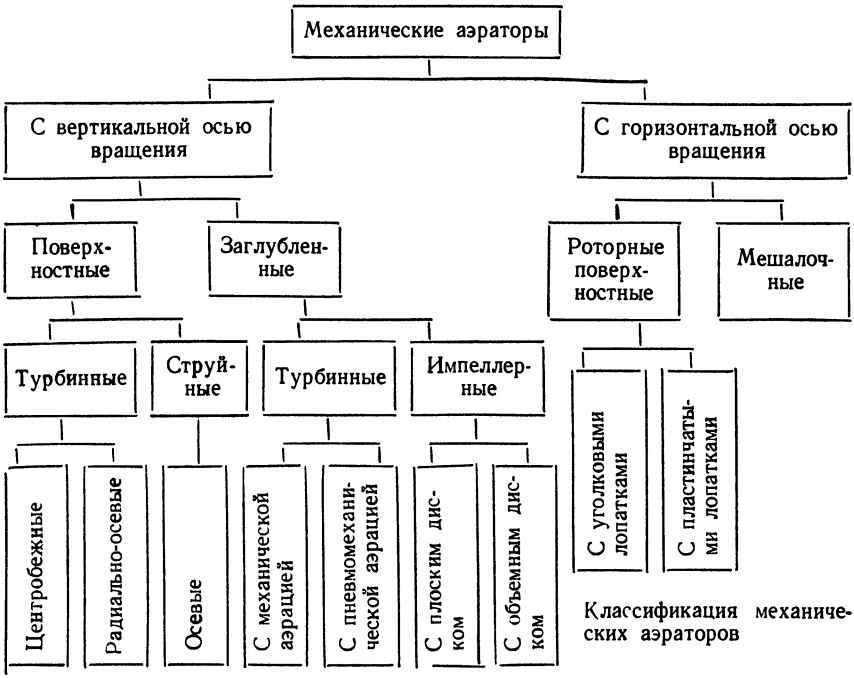
скоростях процесса окисления необходимо обеспечить глубокое его протекание (с минерализацией ила, в частности), следует увеличить только перемешивающую способность сооружения в целом, что чаще всего обеспечивается геометрией аэротенка.

Высокоскоростные процессы, а также процессы, требующие большую глубину их протекания, для которых необходима значительная степень турбулентности среды, осуществляются в аэротенках с механическими аэраторами; если при этом концентрация загрязнений высока и требуется не только высокая скорость подачи, но и большое количество кислорода,— системами с пневматической аэрацией.

Системы механической аэрации

Механические аэраторы распространены в практике очистки сточных вод довольно широко. Существуют два основных типа механических аэраторов — с вертикальной и горизонтальной осью вращения.

Аэраторы с вертикальной осью вращения могут быть поверхностными и заглубленными в жидкость; по виду механизма аэрации они разделяются на турбинные, импеллерные и струйные. Аэраторы с горизонтальной осью



Классификация механических аэраторов

в р а щ е н и я существуют поверхностные (роторные) и мешалочные (см. схему).

Механизм процесса аэрирования воды в рассматриваемых случаях можно разделить на следующие виды:

подсос воздуха движущейся в жидкости лопаткой через поверхность за счет понижения давления за лопаткой;

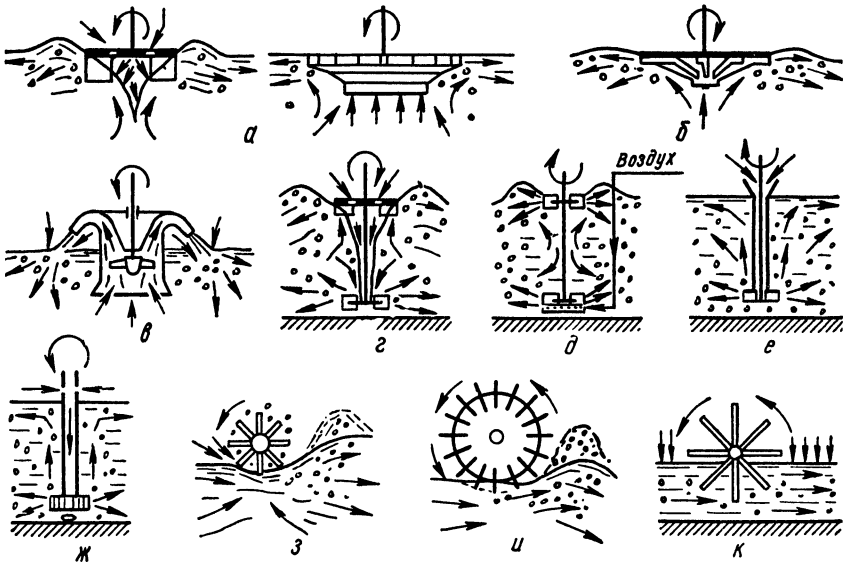


Рис. 43. Технологические схемы механических аэраторов:

а — центробежные турбинные поверхностные; *б* — радиальноосевой турбоаэратор; *в* — осевой; *г* — заглубленный турбинный механический; *д* — то же, пневмомеханический; *е* — импеллерный с плоским диском; *ж* — импеллерный с объемным диском; *з* — роторный с уголковыми лопатками; *и* — роторный с плоскими лопатками; *к* — мешалочный.

насыщение кислородом многочисленных струй и капель жидкости, образующихся при разбрызгивающем действии механического аэратора и имеющих большую поверхность контакта с воздухом;

смешение жидкости и воздуха в межлопастном пространстве аэраторов в условиях резких перепадов давлений между зонами повышенного и пониженного давления соответственно перед движущимися лопатками и за ними;

подсос воздуха струями жидкости, падающими или вводимыми в массу жидкости;

растворение кислорода через обменивающиеся слои поверхности жидкости при ее турбулентном перемешивании.

Различные виды аэраторов работают с преобладанием тех или иных видов механизма аэрации либо при их сочетании. Технологические схемы механических аэраторов приведены на рис. 43.

Аэрирование иловой смеси центробежными турбинными аэраторами осуществляется за счет подсоса воздуха вслед за движущейся

лопаткой. Радиально-осевые поверхностные аэраторы разбрызгивают верхние слои жидкости, но также проявляют при этом свойства рабочего колеса полуаксиального насоса и перемешивают жидкость, способствуя реаэрации через поверхность.

Осевые аэраторы работают как винтовые насосы, поднимая массы жидкости вверх и направляя их специальным криволинейным козырьком обратно в жидкость в виде цилиндрической струи, которая подсасывает воздух. Кроме этого, за счет очень интенсивного перемешивания осуществляется реаэрация через поверхность жидкости.

Заглубленные турбинные аэраторы засасывают воздух движущимися лопатками верхней турбинки, причем воздух поступает через отверстия в диске этой турбинки в межлопаточное пространство — воронку, создаваемую вращением турбинки. Нижняя турбинка за счет понижения давления вдоль оси вращения углубляет воронку до нижних слоев жидкости и способствует тем самым перемещению воздухонасыщенных масс жидкости в нижнюю зону бассейна, т. е. наиболее полному насыщению кислородом всего аэрируемого объема.

Заглубленные турбинные аэраторы могут оборудоваться дополнительной пневматической системой аэрации; тогда они выполняют роль мешалок, причем нижняя турбина служит диспергатором воздуха.

Импеллерные аэраторы с плоским диском устроены так, что зона пониженного давления вблизи центра диска сообщается специальной трубой с атмосферой над поверхностью жидкости, при этом вал, на нижнем конце которого укреплен диск с лопатками, проходит внутри трубы. При вращении диска создается пониженное давление внутри трубы, обусловливающее подсос воздуха из атмосферы. В межлопастном пространстве диска происходит дробление потока воздуха за счет пульсирующего перемещения жидкости, отбрасываемой лопатками. Водовоздушная смесь входит в жидкую среду бассейна, насыщая ее кислородом.

Импеллерные аэраторы с полым объемным диском, в котором лопатки («зубья») располагаются между двумя плоскими дисками, имеют полый вал, внутренняя полость которого соединена с полостью диска и атмосферой над поверхностью жидкости. Механизм аэрирования в этом случае такой же, как у аэраторов с плоским диском, но степень дробления воздуха еще выше за счет так называемого явления мягкой кавитации.

Высокая степень дробления воздуха в межлопастном пространстве импеллерных аэраторов обусловливает интенсивное насыщение воздухом потока, отбрасываемого в массу аэрируемого объема жидкости. Это способствует повышению коэффициента использования воздуха, но поток водовоздушой смеси, имеющий меньшую плотность, обладает и меньшей кинетической энергией. Поэтому импеллерные аэраторы применяются в аэротенках малой производительности.

Роторные аэраторы обеспечивают подсос воздуха движущимися лопатками и образуют при выходе из воды струи и капли жидкости, имеющие большую поверхность контакта с воздухом и увлекающие воздух при падении в жидкость. Кроме того, жидкость интенсивно перемешивается. Поэтому для роторных аэраторов характерно многообразие механизмов аэрации.

Мешалочные аэраторы насыщают жидкость кислородом преимущественно за счет перемешивания среды и обновления поверхностных масс жидкости, т. е. путем реаэрации.

Таблица 49. **Технологические параметры центробежных турбинных поверхностных аэраторов (глубина погружения диска 8—10 *см*) [11]**

Диаметр диска, *м*	Частота вращения, *м/с*	Лопасти			Потребляемая мощность, *квт*	*ОС*	
		количество, шт.	длина, *см*	высота, *см*		*кг/сут*	*кг/ч*
0,5	3,5	8	14	10	1,2	80	3,3
0,7	3,5	10	17	10	2,4	170	7,1
1	3,5	12	21	13	3,4	230	9,6
1,5	3,75	16	25	14	7,5	550	22,9
2	3,95	18	30	15	11,8	800	33,4
2,5	4,25	18	37	18	18,2	1250	52,1
3	4,5	24	35	17	26,5	1860	77,5
3,5	4,6	24	41	18	38,5	2600	108
4	4,76	24	47	20	52,6	3500	145,6
4,5	4,95	24	52	22	75	4900	204

Примечание. В таблице приведены данные для водопроводной воды при полном дефиците кислорода. Для реальных условий (городские сточные воды) величину *ОС* следует умножать на коэффициент 0,8 и на реальную величину дефицита кислорода.

Основными параметрами для расчета систем механической аэрации являются производительность по кислороду или *ОС* и потребляемая аэратором энергия в абсолютном или относительном значениях. Кроме этого, следует принимать во внимание объем жидкости, в котором обеспечивается необходимая турбулентность.

Расчет центробежных турбинных поверхностных аэраторов рекомендуется производить, пользуясь данными исследований Московского инженерно-строительного института, приведенными в табл. 49.

Радиально-осевые аэраторы относительно широко распространены в мировой практике («Симплекс», «Симкар», «Силезия» и другие) и разрабатываются в СССР.

Осевые (струйные) аэраторы распространены в практике мало; известны аэраторы «Гидрокс» и «Аквалатор» (США), обладающие эффективностью использования мощности в пределах 2—3 *кг* O_2/*квт-ч*, т. е. не имеющие существенных технологических преимуществ перед другими видами аэраторов с вертикальной осью вращения.

Заглубленные турбинные механические аэраторы

разработаны НИКТИ ГХ МЖКХ УССР в двух типоразмерах: для глубины аэротенков 3—4 и 5 *м* — соответственно типы аэраторов ТА2 и ТА1 (табл. 50). Кроме этого, ЛенНИИхиммашем разработаны всасывающие двухрядные аэраторы типа АВД (ОСТ 26-01). Зона действия по объему аэротенка аэраторов ТА1 составляет 1000 $м^3$, ТА2 — 400 $м^3$.

Пневмомеханические аэраторы применяются в тех случаях, когда наряду с необходимостью интенсивного перемешивания

Таблица 50. **Техиологические параметры механических и пневмомехаинческих аэраторов с вертикальной осью вращеиия**

Тип	Диаметр турбин, *м*		Частота вращения, *м/с*	Мощность, *квт*		ОС, *кг/ч*	ОС/N, *кг/квт·ч*	Разработчик
	верхней	нижней		установочная	потребляемая			
ТА1	1	0,8	7,06	40	36,6	80	2,19	НИКТИ ГХ
ТА2	0,8	0,4	5,65	17	10,6	30	2,83	То же
АПМ-17-4	0,9	0,9	2,2	17	30 *	54	1,8	ОСТ 26-01
АПМ-40-5	1,1	1	2,17	40	52 *	110	2,12	То же
АПМ-75-5	1,3	1,15	2,17	40	92 *	190	2,06	»
АИ-1м	0,2150—0,32		10,5—15,5	5,5	2,8—4,4	4,6—8	2,14—1,8	НИКТИ ГХ
С-16	0,26—0,32		13—16		2,2—4	4,5—10	2,1—2,5	ИХД АН ЛатССР

Примечание. Звездочкой обозначены предполагаемые величины мощности, потребляемой приводом и воздуходувками.

требуется высокая окислительная мощность аэрационной системы— например, для очистки промышленных сточных вод, содержащих загрязнения, которые интенсивно потребляют кислород. За рубежом распространены пневмомеханические аэраторы фирмы «Дорр-Оливер» (США) и «Джонсон» (Швеция); в СССР разработаны высокоэффективные аэраторы конструкции ЛенНИИхиммаша и ВНИИбумпрома (см. табл. 50).

Импеллерные аэраторы с плоским диском типа АИ-1м, разработанные НИКТИ ГХ, применяются в компактных установках производительностью 50—200 $м^3/сут$. Зона действия одного аэратора при глубине аэротенка до 2 *м* составляет 50—70 $м^3$. Аэраторы АИ-1м могут применяться и в биопрудах для доочистки глубиной до 3—3,5 *м*; они устанавливаются на понтоне, и зона действия одного аэратора составляет 1300—1500 $м^3$.

Импеллерные аэраторы с объемным диском типа С-16 применяются в компактных установках производительностью 25—100 $м^3/сут$. Зону действия одного аэратора при глубине до 1,5 *м* рекомендуется принимать 30—50 $м^3$; в случае применения его в биопрудах для доочистки сточных вод глубиной до 2—4,5 *м*

зона действия составляет 900—1100 $м^3$. Аэратор С-16 разработан Институтом химии древесины Академии наук Латвийской ССР.

Технологические параметры импеллерных аэраторов, применяемых в СССР, приведены в табл. 50.

Роторные аэраторы с уголковыми лопатками разработаны и исследованы АКХ им. К. Д. Памфилова и НИКТИ ГХ по двум величинам диаметров ротора — 0,5 и 1 *м*. Изготавливаются по разработкам НИКТИ ГХ аэраторы АРП, АРН, АР-1 и АР-2. Аэраторы АРП и АРН имеют диаметр ротора 0,5 *м*, а длину ротора соответственно 2 и 3 *м*; в аэраторе АРП возможно перемещение ротора по вертикали в диапазоне 0÷200 *мм* на ходу вслед за колебаниями уровня жидкости при сохранении заданного заглубления лопаток. Аэраторы АР-1 и АР-2 имеют диаметр ротора 1 *м*, длину соответственно 3 и 12 *м*.

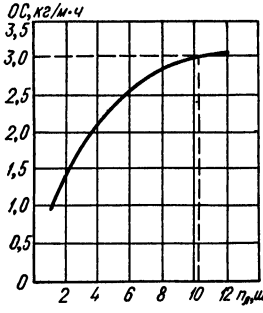


Рис. 44. Зависимость *ОС* роторных аэраторов от критериального числа лопаток при окружной скорости вращения ротора 2,5 *м/с*.

Роторые аэраторы с плоскими лопатками разработаны Каунасским политехническим институтом (табл. 51).

Число лопаток на роторе определяется диаметром ротора. В качестве критериальной величины принимается число лопаток, приходящееся на 1 *м* окружности ротора в проекции на плоскости, перпендикулярной оси ротора. При расположении лопаток в шахматном порядке проектируется на эту плоскость удвоенное количество лопаток, находящихся в плоскости сечения. На рис. 44 представлена зависимость *ОС* от критериальной величины числа лопаток [44]. Как видно из графика, оптимальной является величина 10—11 лопаток на 1 *м* окружности ротора.

Таблица 51. **Технологические параметры роторных аэраторов с горизонтальной осью вращения**

Тип лопаток	Диаметр ротора, *м*	Длина ротора, *м*	Оптимальное заглубление лопаток, *см*	*ОС*, *кг/м·ч*	Потребляемая мощность, *квт/м*	Частота вращения ротора, *об/мин*	*ОС/N*, *кг/квт ч*
Уголковые	0,5	2; 3	11—12	3	1—2	120—150	1,5—3
То же	1	3; 12	20—26	6—8	3—4	90—95	2,8
Плоские	0,7	1,5; 2; 3	16—20	4,2—5,3	1,6—2,4	75—80	2—3

Таким образом, для ротора диаметром 0,5 *м* при длине окружности сечения ротора 3,14·0,5 = 1,57 *м* число лопаток в проекции поперечного сечения составляет 16 шт., при шахматном их расположении — 8 лопаток в одной плоскости сечения. По аналогичным

расчетам, в одной плоскости сечения роторов диаметром 0,7 *м* должно быть 11, а у роторов диаметром 1 *м* — 16 лопаток.

Выбор оптимальных значений заглублений лопаток роторных аэраторов иллюстрируется на рис. 45.

График на рис. 45,*а* выражает зависимость эффективности использования мощности брутто (без учета потерь мощности в передачах) роторного аэратора АРН от заглублений лопаток ротора в жидкость и свидетельствует об оптимальной величине заглубления 10,5—11 *см*. График на рис. 45,*б* выражает зависимость эффективности использования мощности нетто (на валу ротора) от частоты

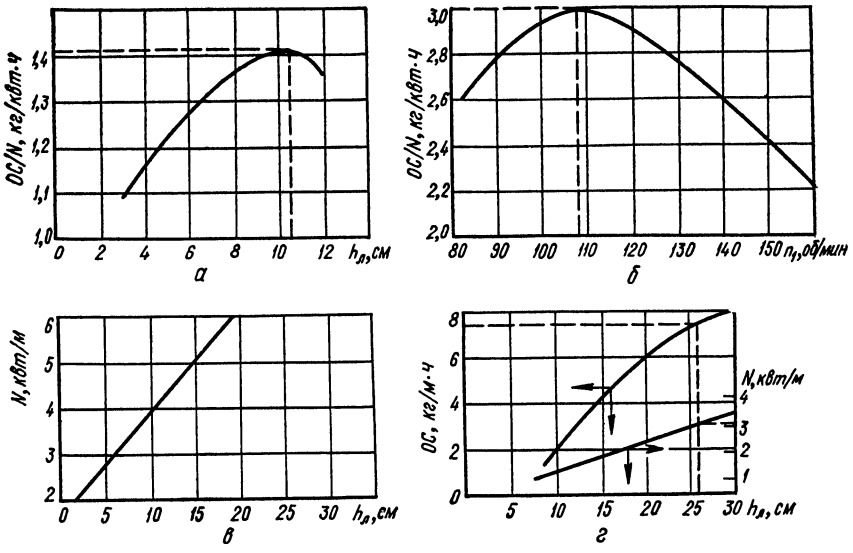


Рис. 45. График для выбора оптимальных параметров роторных аэраторов:
а — определение заглубления лопаток; *б* — определение частоты вращения; *в* — зависимость мощности от заглубления лопаток аэратора АР-1 (частота вращения 95 *об/мин*); *г* — зависимость мощности и *ОС* от заглубления лопаток «маммут-ротора» фирмы «Пассавант» (*а* и *б* — для аэраторов с диаметром 0,5 *м*; *в* и *г* — то же, 1 *м*).

вращения роторного аэратора диаметром 0,5 *м* с уголковыми лопатками 40 × 40 *мм*, как у АРН. Оптимальная частота вращения аэратора составляет при этом около 110 *об/мин*, однако для серийных аэраторов НИКТИ ГХ принята величина 149,5 *об/мин* исходя из требований гидродинамического режима в компактных установках.

В исследованных НИКТИ ГХ аэраторах (график *а*) ротор вращался в таком направлении, что лопатка входила в воду обушком уголка («закрытая лопатка»), а в исследованных Е. Ганьчарчиком (график *б*) — «открытым» образом. Это обстоятельство обусловило различие в абсолютных значениях *ОС/N* на осях ординат обоих графиков, но не оказало влияния на определение оптимальных значений заглублений лопаток и скорости вращения ротора.

Характеристики роторных аэраторов диаметром 1 *м* представлены на рис. 45, *в* и *г*; аэратор фирмы «Пассавант» (ФРГ) имеет уголковые лопатки 40×40 *мм*, частота вращения 70 *об/мин* [54].

Хотя не все параметры сравниваемых аэраторов совпадают полностью, все же приведенные графики позволяют считать оптимальным заглубление лопаток 20—26 *см*, причем для отечественных аэраторов рекомендуется заглубление 20 *см* и частота вращения 95 *об/мин* в связи с особенностями применения этих аэраторов в аэрокислителях радиального типа, где требуются более высокие поверхностные скорости жидкости — 0,5 — 0,6 *м/с*.

Оборудование аэрационных систем

Фильтросные плитки для систем мелкопузырчатой аэрации выпускаются размерами 300 × 300 × 35 *мм* с размерами пор 60—100 *мкм*; производительность одной плитки по воздуху в среднем 12—50 $м^3/ч$ при напоре 0,5 *ати* и потере напора 35—

Таблица 52. **Техническая характеристика компрессоров и воздуходувок**

Тип	Производительность, тыс. $м^3/ч$	Напор, *м вод. ст.*	Мощность двигателя, *квт*	Тип	Производительность, тыс. $м^3/ч$	Напор, *м вод. ст.*	Мощность двигателя, *квт*
900-31-1,4	52,8	29	3500	ТВ-200-1,25	12	2,8	250
ТВ-42-1,4	2,5	4	55	ТВ-200-1,4	12	4	200
ТВ-50-1,6	3	6	100	ТВ-250-1,12	15	12	100
ТВ-50-1,9	3,6	9,5	160	ТВ-350-1,06	21	0,6	55
ТВ-80-1,2	5	2	55	ТВ-450-1,08	27	0,8	125
ТВ-80-1,4	5	4,2	100	ТВ-600-1,1	36	1	200
ТВ-80-1,6	5	6	125	ТВ-300-1,1	18	6	400
ТВ-80-1,8	5	7,8	200	360-22-2	16,2	17,5	400
ТВ-100-1,12	6	1,2	40	360-22-1	18,6	24	800
ТВ-150-1,12	9	1,3	320	360-21-1	22,5	18	630
ТВ-175-1,6	10	6	320				

100 *мм*. Изготавливаются плитки из кварцевого песка и кокса на бакелитовой смоле, но чаще всего путем спекания дробленого шамота и шамотной пыли на вяжущем (жидком стекле).

Фильтросные плитки укладываются в железобетонные короба на цементном растворе или синтетических смолах. Подача воздуха в короба осуществляется по стоякам, присоединяющимся к распределительным воздуховодам через 30 *м*.

Поролитовые трубки изготавливаются аналогично фильтросным плиткам. Крепление их осуществляется в виде гребенок с шагом 0,3 *м* на стальных коллекторах длиной до 9 *м*, опускаемых

в воду звеньями. Хотя монтаж таких устройств довольно сложен, поролитовые трубки по сравнению с фильтросными плитками обладают более высокой удельной поверхностью подачи воздуха (относительно массы трубки).

Освоено производство аэраторов из керамических труб диаметром 300 *мм*. Пористая труба состоит из секций длиной по 500 *мм*, соединенных резиновыми кольцами.

Трубы укладываются в мелкие желоба на дне аэротенков и укрепляются хомутами. Удельная поверхность подачи воздуха у труб большого диаметра ниже, чем у поролитовых трубок, однако они значительно прочнее и надежнее в эксплуатации.

Для предохранения мелкопузырчатых аэраторов от засорения воздух должен быть очищен от пыли. В зданиях воздуходувок с этой целью предусматриваются масляные фильтры как стационарные, состоящие из сетчатых ячеек конструкции Е. В. Рекка, так и вращающиеся самоочищающиеся фильтры серии КД.

Из среднепузырчатых аэраторов наиболее распространены различные типы низконапорных систем. Низконапорные аэраторы конструкции ЛИСИ разработаны Союзводоканалпроектом для типовых аэротенков по проектам № 902-2-215, 902-2-216, 902-2-217 и 902-2-218. Аэрационные решетки занимают в плане четвертую часть поверхности аэротенка, трубы изготавливаются из винипласта и перфорированы щелевыми отверстиями 3 × 16 *мм* с шагом 40—66 *мм*, диаметр — 50 *мм*. Ширина аэрационных решеток 2200 *мм*, длина одного звена 950 *мм*; в звене помещено 7 труб с шагом 150 *мм*.

Интенсивность аэрации в низконапорных системах рекомендуется 70—90 $м^3/ч$ на 1 $м^3$ емкости аэротенка.

Подача воздуха в системы пневматической аэрации осуществляется воздуходувками или вентиляторами высокого давления. В связи с многообразием видов аэротенков следует подбирать наиболее соответствующий тип воздуходувок по напору и производительности (табл. 52). Киевское промышленное объединение «Укркоммунмаш» осваивает выпуск роторных аэраторов АРП, АРН, АР-1 и АР-2, турбинных аэраторов ТА1 , ТА2, импеллерного аэратора АИ-1м.

Кроме этого, аэраторы типов АПМ, АВО, АВД, С-16 и другие изготавливаются на местах их применения предприятиями узковедомственного подчинения.

Раздел 4
ОБРАБОТКА ОСАДКОВ СТОЧНЫХ ВОД

КОЛИЧЕСТВО, СОСТАВ И СВОЙСТВА ОСАДКОВ СТОЧНЫХ ВОД

Обработка и утилизация осадков, выделяемых в процессе очистки сточных вод, является весьма сложной задачей. Осадки городских сточных вод имеют большие объемы, очень высокую влажность, неоднородный состав и свойства, содержат органические вещества, способные быстро разлагаться и загнивать; кроме того, осадки заражены бактериальной, в том числе и патогенной микрофлорой и яйцами гельминтов. Осадки сточных вод относятся к трудно-фильтруемым иловым суспензиям.

Количество осадков рекомендуется принимать по результатам замеров на функционирующих очистных станциях с аналогичным составом сточных вод, а концентрации загрязнений — по лабораторным анализам.

Для бытовых сточных вод из 65 *г* сухих веществ, принимаемых по нормам на 1 чел. в сутки, задерживается в первичных отстойниках, биокоагуляторах, осветлителях 25—50 *г*. Осадок первичных отстойников после 2-часового отстаивания сточных вод имеет влажность 97,5%. В дальнейшем он уплотняется и влажность его уменьшается до 92—95%, а содержание сухого вещества в единице объема повышается с 2,5 до 5—8%. В зависимости от влажности можно получить от 0,5 до 2 *л* осадка из первичных отстойников и от 0,52 до 5,2 *л* избыточного активного ила (на 1 чел. в сутки).

Прирост активного ила на городских станциях аэрации колеблется от 2 до 3,8% объема сточных вод при влажности 99,5% или от 8,8 до 20 *т* по сухому веществу на 100 тыс. $м^3$ сточных вод. При уплотнении его влажность может снижаться до 97—98%.

Количество избыточного активного ила на станциях аэрации на полную или частичную очистку рекомендуется принимать по данным на стр. 112, а расчетные формулы по определению количества, объема, влажности и зольности — по табл. 53.

Фильтруемость осадков характеризуется удельным сопротивлением влагоотдаче, т. е. сопротивлением единицы массы твердой фазы, отлагающейся на единице площади фильтра при фильтровании под постоянным давлением суспензии, вязкость жидкой фазы которой равна 1.

Удельное сопротивление r зависит от числа, диаметра и длины капилляров и их взаимного расположения, дисперсности, химичес-

Таблица 53. **Расчетные формулы для определения количества, влажности и зольности осадка**

Наименование показателей	Единица измерения	Расчетная формула
Количество осадка	*т/сут*	$O_{сух} = C\Э KQ/1000 \cdot 1000$
» ила	»	$U_{сух} = [C(1-\Э)n - b]\,Q/1000 \cdot 1000$
» беззольного вещества осадка	»	$O_{бз} = \dfrac{O_{сух}(100 - B_г)(100 - З_{ос})}{100 \cdot 100}$
То же, ила	»	$U_{бз} = \dfrac{U_{сух}(100 - B'_г)(100 - З_{ил})}{100 \cdot 100}$
Объем осадка:	*м³/сут*	$V_{ос} = \dfrac{100 \cdot O_{сух}}{(100 - W_{ос})P_{ос}}$
» ила	»	$V_{ил} = \dfrac{100 U_{сух}}{(100 - W_{ил})P_{ил}}$
» смеси	»	$V_{см} = V_{ос} + V_{ил}$
Общее количество смеси: по сухому веществу	*т/сут*	$M_{сух} = O_{сух} + U_{сух}$
по беззольному веществу	»	$M_{бз} = O_{бз} + U_{бз}$
Средняя влажность смеси	%	$W_{см} = 100\left(1 - \dfrac{M_{сух}}{V_{см}}\right) = 100\left(1 - \dfrac{O_{сух} + U_{сух}}{V_{ос} + V_{ил}}\right)$
То же, зольность	»	$З_{см} = 100\left[1 - \dfrac{O_{бз} + U_{бз}}{O_{сух}(100 - B_г)/100 + U_{сух}(100 - B'_г)/100}\right]$

Примечание. Здесь C — начальная концентрация взвешенных веществ, *мг/л*; $\Э$ — эффект задержания взвешенных веществ в первичных отстойниках в долях единицы обычно принимают 0,5—0,6); K — коэффициент, учитывающий увеличение объема осадка за счет крупных фракций взвеси, не улавливаемых при отборе проб для анализа, и принимаемый равным 1,1—1,2; Q — средний приток сточных вод на очистную станцию, *м³/сут*; n — коэффициент, учитывающий увеличение и неравномерность прироста активного ила в процессе очистки, равный 1,15—1,25; b — вынос активного ила из вторичных отстойников в водоем, *мг/л*; $B_г$, $B'_г$ — гигроскопическая влажность соответственно сырого осадка и избыточного активного ила, равная в среднем 5—6%; $З_{ос}$, $З_{ил}$ — зольность сухого вещества сырого осадка и активного ила, равная в среднем соответственно 27 и 25%; $W_{ос}$ — влажность сырого осадка, равная 93—95%; $W_{ил}$ — влажность уплотненного активного ила, равная 96,5—97,5%, $P_{ос}$, $P_{ил}$ — плотность соответственно сырого осадка и активного ила, которую для упрощения расчетов принимают равной 1.

кого состава, динамической вязкости, соотношения свободной и связанной воды в осадке и определяется по формуле, *см/г*

$$r = R \cdot 10^{10}, \text{ или } R = r \cdot 10^{-10}. \quad (109)$$

Значение r определяют опытным путем в лабораторных условиях по методике, разработанной в НИИКВ и ОВ [31, 33].

Удельное сопротивление осадков сточных вод колеблется в широких пределах, *см/г*:

для сырых осадков первичных отстойников $r = 25 \cdot 10^{10} \div 1300 \times \times 10^{10}$;

для осадков первичных отстойников, сброженных в мезофильных условиях, $r = 350 \cdot 10^{10} \div 1800 \cdot 10^{10}$;

для сырого активного ила $r = 72 \cdot 10^{10} \div 7860 \cdot 10^{10}$;

для смеси осадка первичных отстойников и активного ила, сброженных в мезофильных условиях, $r = 520 \cdot 10^{10} \div 6750 \cdot 10^{10}$, в термофильных условиях $r = 3950 \cdot 10^{10} \div 10000 \cdot 10^{10}$.

Таблица 54. **Удельное сопротивление аэробно стабилизированных осадков $r \cdot 10^{-10}$, *см/г* [33]**

Осадок		Период аэрации, *сут*			
тип	влажность, %	0	5	10	15
Неуплотненный активный ил	99,6	158—710	110—436	114—560	166—794
Уплотненный активный ил	97—97,5	800—1130	3290—4500	5140—6250	4030—5700
Осадок первичных отстойников	95,8—97,3	300—410	5380	6500	6720
Смесь осадка первичных отстойников и уплотненного активного ила	95,5—97	602—775	2170—5170	2470—3760	3300—5220
Смесь осадка первичных отстойников и неуплотненного активного ила	99—99,2	188—407	81—267	102—126	79—200

Сбраживание осадков, несмотря на минерализацию, ухудшает их водоотдачу в процессе фильтрования. Сброженный активный ил, а также смеси осадка с активным илом имеют более высокие удельные сопротивления, чем сброженный осадок первичных отстойников. Аэробная стабилизация неуплотненного активного ила и его смеси с осадком первичных отстойников не повышает удельного сопротивления, а стабилизация уплотненного активного ила и его смеси с тем же осадком повышает удельное сопротивление в зависимости от продолжительности аэрации (табл. 54).

Удельное сопротивление следует принимать в качестве обобщающего параметра, который позволяет учитывать изменения состава и свойств осадков и может служить исходной величиной при выборе метода обработки осадков и расчете соответствующих сооружений и оборудования.

В соответствии с современными представлениями в области коллоидной химии и химии высокомолекулярных соединений, вода в многокомпонентных дисперсных системах находится в относительно прочной физико-химической связи с веществом. Такие системы термодинамически устойчивы и плохо отдают воду. Вода в осадках

подразделяется на свободную (60—65%) и связанную (30—35%). Связанную воду, в свою очередь, делят на коллоидно-связанную (22—30%) и гигроскопическую (4—10%), или физико-механически (капиллярно) связанную (рис. 46). Коллоидно-связанную воду в свою очередь делят на химически связанную и физико-механически (капиллярно) связанную.

Свободная вода не связана с твердыми частицами и значительная часть ее может удаляться из осадков при гравитационном уплотнении, сушкой на иловых площадках, фильтрацией, центрифугированием или отжимом. Время гравитационного уплотнения активного ила ограничено сроком, в течение которого он не загнивает. Активный ил обладает высокой структурно-образующей способностью, вследствие чего его уплотнение приводит к иммобилизации большого количества ранее не связанной воды. Поэтому нельзя снизить влажность активного ила гравитационным уплотнением ниже 96,5—97%.

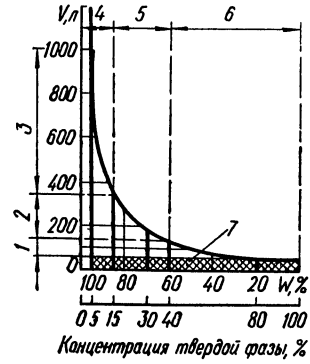


Рис. 46. Зависимость объема и концентрации осадка от влагосодержания и обезвоживания:
1, *2* и *3* — иловая вода соответственно гидроскопическая, коллоидно-связанная и свободная, *4*, *5* и *6* — границы процессов уплотнения, механического обезвоживания и термической сушки; *7* — твердая фаза.

Коллоидно-связанная вода органически связана с твердыми частицами, она обволакивает их прочной гидратной оболочкой, не позволяющей частицам соединяться в крупные агрегаты. Некоторое количество связанной воды можно удалить вакуум-фильтрацией или фильтр-прессованием после коагуляции химическими реагентами. При коагуляции положительно заряженными ионами коагулянты нейтрализуют отрицательный заряд частиц осадка. Тогда отдельные твердые частицы освобождаются от гидратной оболочки и соединяются вместе, образуя хлопья; освобожденная вода легче фильтруется или отжимается. Разрушение гидратной оболочки производится также кратковременной термической обработкой. Полное удаление всей коллоидно-связанной воды из осадков достигается лишь сушкой при повышенных температурах.

Гигроскопическая вода — это влага, поглощенная веществом. Она не удаляется даже при термической сушке.

Объем осадка зависит от его влагосодержания — с уменьшением влажности он резко уменьшается за счет удаления иловой воды.

Количество иловой воды в осадке в пересчете на 1 *т* сухого вещества составляет:

Влажность осадка, %	99,5	99	98	95	90	80	50	10
Количество воды, $м^3$	199	99	49	19	9	4	1	0,1

При удалении из осадков свободной воды изменение объема осадка V в зависимости от его концентрации C определяют по формуле

$$V_2 = V_1 \frac{C_1}{C_2} = \frac{V_1 (100 - W_1)}{100 - W_2}. \quad (110)$$

Из формулы (110) следует, что объем осадка изменяется обратно пропорционально проценту сухих веществ. Эта формула применима лишь при удалении свободной воды в результате понижения влажности осадка в среднем до 70—65% (см. рис. 46). При дальнейшем уменьшении влаги, даже если вода уходит из осадка, уменьшая его массу, объем осадка не уменьшается вследствие упругости твердых частиц. Дальнейшего уменьшения объема можно добиться лишь при изменении структуры осадка, например, путем термической обработки.

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ СХЕМЫ КОМПЛЕКСОВ ОБРАБОТКИ ОСАДКОВ

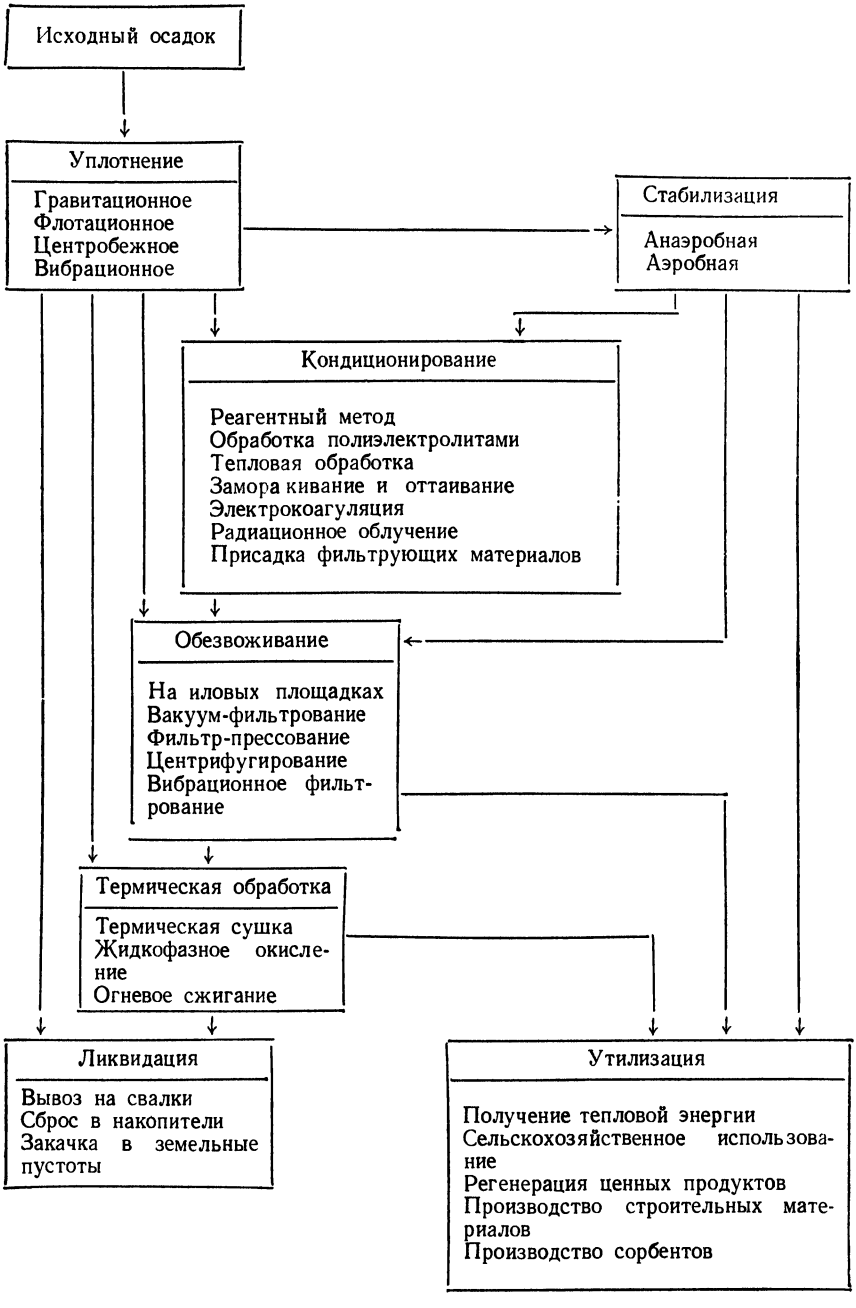
Технологические основы выбора схемы обработки осадков

Основная задача обработки осадков сточных вод заключается в получении конечного продукта, свойства которого обеспечивают возможность его утилизации в интересах народного хозяйства либо сводят к минимуму ущерб, наносимый окружающей среде. Технологические схемы, применяемые для реализации этой задачи, отличаются большим многообразием.

Технологические процессы обработки осадков сточных вод на всех очистных станциях механической, физико-химической и биологической очистки можно разделить на следующие основные стадии: уплотнение (сгущение), стабилизация органической части, кондиционирование, обезвоживание, термическая обработка, утилизация ценных продуктов или ликвидация осадков (см. схему).

Стадия уплотнения (сгущения) связана со снижением влагосодержания осадков и является, как правило, неотъемлемой частью любой технологической схемы их обработки. При уплотнении в среднем удаляется 60%, при механическом обезвоживании 25%, при термической сушке и сжигании до 15% общего количества иловой воды, содержащейся в исходном осадке (см. рис. 46); при этом масса обрабатываемого осадка сокращается в среднем при уплотнении в 2,5, при обезвоживании — в 12,5, при сушке — в 60, а при сжигании — в 150 раз. Затраты на удаление единицы объема влаги при уплотнении примерно в 10 раз ниже, чем при механическом обезвоживании (с учетом затрат на кондиционирование) и в 15—20 раз ниже, чем при термической сушке.

Выбор рациональной технологической схемы обработки осадка является сложной инженерно-экономической и экологической за-



Стадии и методы обработки осадка сточных вод

дачей, правильное решение которой требует, как правило, выполнения предварительных экспериментальных работ. Технологическая схема в любом случае строится на комбинации различных методов обработки осадков.

Проектирование новых и реконструкцию существующих комплексов сооружений для обработки осадков на очистных станциях и установках рекомендуется выполнять применительно к унифицированным производительностям очистных установок и станций, а

Таблица 55. **Шкала унифицированных технологических схем обработки осадка сточных вод**

Система канализации	Производительность станции, $м^3/сут$	Стадии и методы обработки осадков				
		уплотнение	стабилизация	кондиционирование	обезвоживание	термическая обработка
Местная	до 12	—	АНЭС, АЭСП	—	ИП	—
Малая	25—100		АНЭС, АЭСП, АЭСР			
»	200—700		АНЭС, АЭСП, АЭСР			
Поселковая	1400—4200		АНЭС, АЭСП, АЭСР			
»	7000—10 000		АНЭС, АЭСР		ИП, Ц	
Городская	17 000—50 000	У	АНЭМ, АЭСР	К	ИП, Ц, ВФ, ФП	ТС, ОС
»	64 000—100 000		АНЭМ, АЭСР			
»	130 000—280 000		АНЭМ		ИП, ВФ, ФП	
Городская и районная	Свыше 280 000		АНЭМ			

Примечание. У — уплотнение осадка; АЭСП — аэробная стабилизация в сооружениях продленной аэрации; АЭСР — то же, в аэростабилизаторах (раздельно); АНЭС — анаэробная стабилизация в септиках, двухъярусных отстойниках и осветителях-перегнивателях. АНЭМ — то же, в метантенках. ИП — иловые площадки; К — кондиционирование осадка, Ц — центрифугирование, ВФ — вакуум-фильтрация, ФП — фильтр-прессование, ТС — термическая сушка; ОС — огневое сжигание.

также к местным условиям и требованиям, к степени обработки и утилизации осадка.

Руководствуясь шкалой унифицированных технологических схем очистных станций в зависимости от их производительности (см. табл. 31), а также схемой, представленной на рис. 46, можно компоновать любую технологическую схему комплексов обработки осадков в виде сочетания различных устройств, сооружений и оборудования с учетом применения рациональных последовательных стадий и методов обработки осадка. В табл. 55 представлена шкала рекомендуемых унифицированных технологических схем обработки осадков применительно к шкале схем биохимической очистки сточных вод.

Для местных и малых очистных установок применяют анаэробную или аэробную стабилизацию осадка и вывозку на свалку автоцистернами или обезвоживание на иловых площадках с использованием на удобрение.

Анаэробную стабилизацию осадка (АНЭС) осуществляют в септиках на установках производительностью до 50 $м^3/сут$, в двухъ-

ярусных отстойниках и осветлителях-перегнивателях производительностью от 50 до 10 000 *м*³/*сут*, главным образом, в сооружениях при механической очистке сточных вод и биологической очистке в естественных условиях (подземное и наземное орошение).

Аэробную стабилизацию осадка применяют для сооружений биохимической очистки в искусственно созданных условиях. На очистных установках производительностью до 700 *м*³/*сут* аэробную стабилизацию осадка осуществляют совместно с очисткой воды в одном сооружении продленной аэрации (АЭСП) или раздельно в аэробных стабилизаторах (АЭСР) на установках производительностью от 25 до 700 *м*³/*сут*.

Для поселковых очистных станций производительностью до 4200 *м*³/*сут* применяют анаэробную и аэробную обработку осадка (АНЭС, АЭСП, АЭСР), а для станций производительностью 7000—10 000 *м*³/*сут* — только по схеме АНЭС в двухъярусных отстойниках и перегнивателях, по схеме АЭСР — в аэробных стабилизаторах производительностью до 10 000 *м*³/*сут*. Обезвоживание осадков может осуществляться на иловых площадках, а также путем механического обезвоживания на центрифугах без предварительного кондиционирования осадка.

Для городских и районных очистных станций могут применяться последовательно все стадии и методы обработки осадков: предварительное уплотнение (сгущение) и уплотнение в процессе кондицирования осадка; аэробная стабилизация в стабилизаторах при производительности станции 64—100 тыс. *м*³/*сут* (АЭСР) и анаэробная стабилизация в метантенках (АНЭМ) при производительности свыше 64—100 тыс. *м*³/*сут*; механическое обезвоживание с предварительным кондиционированием осадка и обезвоживание осадка на иловых площадках, где это представляется возможным; термическая обработка путем сушки и сжигания осадков.

Анаэробное сбраживание осадков в метантенках довольно распространено и представлено в технологических схемах обработкой осадков в одноступенчатых и двухступенчатых метантенках с последующим обезвоживанием на иловых площадках, механическим обезвоживанием с предварительным химическим кондиционированием, а возможно и термической обработкой путем сушки и утилизации (рис. 47,*а* — *г*).

В целях интенсификации процессов обработки вместо анаэробного сбраживания осадков в метантенках предусматривается обработка раздельно сырых осадков первичных отстойников и избыточного активного ила, минуя стадию анаэробной стабилизации. Анаэробная стабилизация может сохраниться лишь на очистных станциях, где уже имеются технически исправные метантенки или требуется их реконструкция.

При обработке сырых несброженных осадков технологические схемы значительно упрощаются и сокращается время обработки. При этом сокращаются промывка и вторичное уплотнение осадка, а иногда и химическое кондиционирование перед механическим обезво-

живанием (см. схемы *д-и*). Затем осадок утилизируется после сушки или сжигания. После механического обезвоживания сырой осадок может отправляться на удобрение или термическую сушку, после термической сушки — на сжигание или пиролиз (газификацию). На схемах *в* и *г* после сбраживания предусмотрена сушка совместно уплотне-

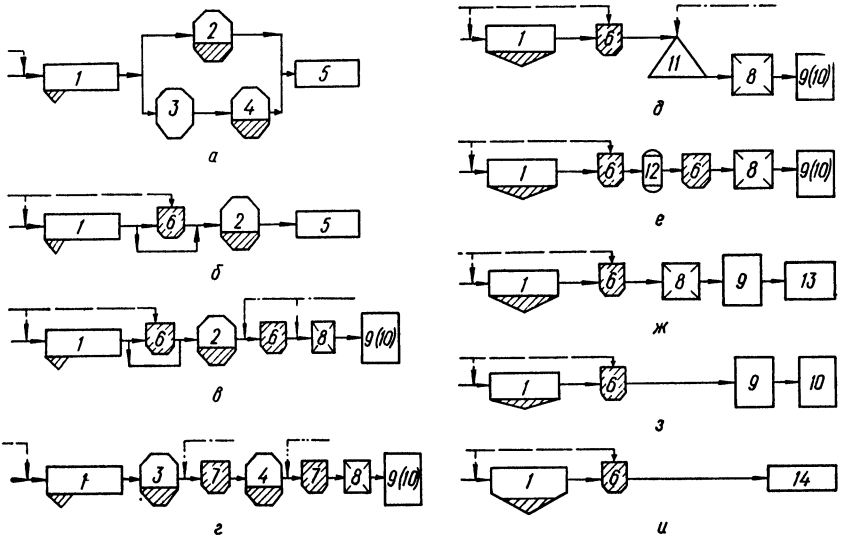


Рис. 47. Технологические схемы комплексов сооружений по обработке осадков; *а — г* — при анаэробном сбраживании; *д — и* — при обработке сырых осадков: *1* — первичный отстойник; *2* — метантенк; *3* — метантенк *1*-й ступени; *4* — метантенк 2-й ступени; *5* — иловая площадка; *6* — илоуплотнитель; *7* — камера промывки и уплотнения; *8* — механическое обезвоживание; *9* — термическая сушка осадка; *10* — сжигание осадка; 11 и 12 — химическое и тепловое кондиционирование; *13* — газификация осадка; *14* — жидкофазное окисление.

нного осадка с избыточным активным илом в сушилках под вакуумом, после чего осадок поступает на удобрение или сжигание.

На схеме *е* химическое кондиционирование заменено тепловым с повторным уплотнением, которое дает возможность перед механическим обезвоживанием уменьшить объем осадка в два раза; затем осадок сушится и утилизируется или сжигается.

По схеме *ж* осадок после уплотнения без кондиционирования поступает на центрифуги, сушится, затем подвергается газификации (пиролизу) с использованием газов и отходов. При центрифугировании кондиционирования осадка не требуется. По схеме *з* осадок после уплотнителя поступает непосредственно в вакуум-сушилку (метод НИКТИ ГХ), а затем утилизируется в качестве удобрения или топлива. В схеме *и* осадок после уплотнения подвергается жидкофазному окислению.

Комплексы сооружений для уплотнения осадков и илов

Уплотнение или сгущение осадков является первой стадией их обработки, которая позволяет с минимальными энергетическими затратами значительно сократить объем исходного осадка и повысить эффективность последующих стадий обработки. Чем больше свободной воды будет удалено из осадка, тем меньше потребуется затрат для достижения конечной цели его обработки; при этом основное внимание следует уделять активному илу, так как уплотнение его вызывает наибольшие трудности. Активный ил отличается исключительно малой концентрацией сухих веществ и высокой влажностью (99,2—99,5%), мельчайшей структурой взвешенных частиц (98% по весу имеют размер менее 1 *мм*), плотной гидратной оболочкой вокруг твердых частиц, препятствующей уплотнению и повышению концентрации твердой фазы. Уплотнение активного ила приводит к резкому возрастанию его удельного сопротивления и к увеличению количества связанной воды. Однако как сбраживание, так и обезвоживание неуплотненного активного ила нерационально.

Показателем способности ила к осаждению является иловый индекс (см. стр. 132). В практике применяют методы гравитационного, флотационного, центробежного и вибрационного уплотнения осадков и илов.

Гравитационный метод уплотнения является наиболее простым и распространенным. Гравитационное уплотнение основано на принципе седиментации-оседания частиц дисперсной фазы. Этот метод применяют для уплотнения избыточного активного ила, смеси неуплотненного избыточного активного ила с сырым осадком, а также сброженного и сырого осадка перед механическим обезвоживанием после реагентного и теплового кондиционирования.

Время уплотнения может быть самым различным — от 4 до 24 *ч*. Влажность уплотненных осадков 97—95%. При уплотнении ставятся три задачи: сокращение продолжительности уплотнения, получение осадка с более низкой влажностью и снижение концентрации взвешенных веществ в отделяемой воде.

Для повышения эффективности гравитационного уплотнения смеси и отделения воды применяют круглые вертикальные и радиальные илоуплотнители, оборудованные илоскребами с перемешивающим устройством в виде частокола из вертикальных круглых стоек, закрепленных на ферме илоскреба на расстоянии 0,3 одна от другой.

При вращении фермы (со скоростью 0,03 *м/с*) скребки стойки перемешивают и уплотняют смесь, предохраняют ил от залеживания и загнивания и способствуют выделению газов разложения, дают возможность пузырькам воздуха и иловой воде выйти из нижних слоев на поверхность, предотвращают зависание иловых частиц и сгоняют смесь к центральному приямку, через который она

удаляется. Всплывшая иловая жидкость переливается в периферийный водослив и отводится в канал перед первичными отстойниками для дальнейшей очистки, а уплотненная смесь ила с осадком перекачивается в метантенки.

Таблица 56. **Основные данные для расчета илоуплотнителей**

Характеристика иловой смеси	Концентрация, *г/л*	Влажность уплотненного активного ила, %		Продолжительность уплотнения, *ч*		Скорость движения жидкости в отстойной зоне вертикального илоуплотнителя, *мм/с*	Нагрузка на 1 $м^2$ площади радиального илоуплотнителя, $м^3/ч$
		Тип илоуплотнителя					
		вертикальный	радиальный	вертикальный	радиальный		
После полной биохимической очистки;							
из аэротенков	1,5—3	—	97,3	—	5—8	—	0,5
из вторичных отстойников	4	98	97,3	10—12	9—11	<0,1	0,3
из зоны отстаивания аэротенков-отстойников	4,5—6,5	98	97	16	12—15	<0,1	0,2
После неполной биохимической очистки — из аэротенков	1,5—2,5	95		3		<0,2	—

Расчет илоуплотнителя ведется на максимальный часовой приток избыточного активного ила, $м^3/ч$

$$q_{макс.ч} = \frac{U_{макс}Q}{24C}, \qquad (111)$$

где $U_{макс}$ — количество избыточного активного ила, $г/м^3$; Q — расход сточных вод, $м^3/сут$; C — концентрация уплотненного избыточного ила, $г/м^3$.

Концентрацию избыточного активного ила, продолжительность отстаивания, скорость движения ила в отстойной зоне и нагрузку на 1 $м^2$ площади илоуплотнителя рекомендуется принимать по табл. 56. Нагрузки по сырому илу и сухому веществу можно принимать по табл. 56 и 57.

Количество илоуплотнителей рекомендуется принимать не менее двух, причем все они должны быть рабочими; отношение диаметра к глубине должно быть 6—7. Подачу ила и выпуск предусматривают непрерывными; выпуск осуществляется под гидростатическим напором 0,5—1 *м* через водосливы с порогом переменной высоты. Илоуплотнители следует располагать в высотном отношении так, чтобы иловая вода из них могла поступать самотеком в аэротенки.

Совместное уплотнение неуплотненного избыточного активного ила с сырым осадком осуществляется гравитационным методом в илоуплотнителе в течение 10—15 *ч*. Затем смесь подается в метантенки на сбраживание, на кондиционирование и обезвоживание, сушку и сжигание. Освобождающаяся иловая вода возвращается из илоуплотнителя в первичные отстойники очистной станции.

Совместное уплотнение неуплотненного избыточного активного ила с осадком первичных отстойников позволяет на 15—20% умень-

Таблица 57. **Гравитационное уплотнение осадка сточных вод**

Тип осадка	Нагрузка по сухому веществу осадка, *кг/ч м²*	Влажность уплотненного осадка, *г/л*
Осадок первичных отстойников	5	90
Избыточный активный ил	1	97
Смесь осадка первичных отстойников с избыточным активным илом	2	94
Осадок после биологических фильтров	2	92
Смесь осадка первичных отстойников с осадком после биологических фильтров	2	92

шить объем смеси по сравнению с объемом, полученным путем обычно применяемого смешения уплотненного избыточного ила с тем же осадком. Влажность смеси снижается с 96 до 92—93%; за счет удаления свободной воды увеличивается производительность метантенков на 15—30%. При этом не требуется изменения размеров сооружений и оборудования для последующей обработки.

Годовой экономический эффект от совместного уплотнения составляет 137—195 руб. на каждые 1000 $м^3$ суточного поступления сточных вод.

Для интенсификации процесса гравитационного уплотнения активного ила применяют коагуляцию химическими реагентами. Тогда в 2—3 раза сокращается время уплотнения и резко снижается количество взвешенных веществ в сливной воде. Так, при уплотнении избыточного ила с 0,5 до 10% по сухому веществу добавляют до 3 *г* хлора на 1 $м^3$ влажного ила; при этом длительность контакта не превышает 2 *мин*. В результате удается снизить дозу коагулянта, применяемого при обезвоживании осадка.

Флотационный метод уплотнения активного ила заключается в повышенной скорости и более высокой степени уплотнения по сравнению с гравитационным, а также возможности регулирования процесса. Скорость уплотнения при флотации в 10—15 раз, а концентрация твердой фазы активного ила в 2 раза выше, чем при гравитационном уплотнении.

Из известных методов флотации — импеллерной, электро- и напорной — наибольшее распространение получил последний, при котором в осадок подается некоторое количество воды (рабочей жидкости), предварительно насыщенной воздухом под давлением до 4 *кгс/см*^{2}. Флотация происходит в результате прилипания тонких частиц активного ила к пузырькам воздуха и подъема на поверхность. Образование газовых пузырьков может иметь место в результате выделения воздуха из раствора (напорная и вакуумная флотация), при электролизе осадка (электрофлотация), за счет развития и жизнедеятельности микроорганизмов при подогреве осадка до температуры 35—55° С (биологическая флотация) и других методах. На рис. 48 представлены две схемы напорной флотации: насыщение воздухом непосредственно поступающего ила и насыщение воздухом рециркулируемой иловой воды.

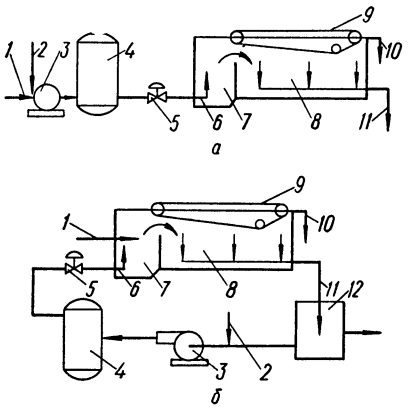


Рис. 48. Технологическая схема напорной флотации ила при насыщении воздухом: *а* — непосредственно поступающего ила; *б* — рециркулируемой иловой воды; *1* — ил на уплотнение; *2* — подача воздуха; *3* — насос; *4* — напорный резервуар; *5* — редукционный затвор; *6* — подача ила, насыщенного воздухом; *7* — входная камера; *8* — флотатор; *9* — скребковый транспортер; *10* — уплотненный сфлотированный ил; *11* — удаление иловой воды; *12* — резервуар для иловой воды.

Метод напорной флотации для уплотнения избыточного ила был изучен в АКХ им. К. Д. Памфилова. При повышении давления до 1,6—1,8 *кгс/см*^{2} воздух растворяется в активном иле, а при понижении давления в флотаторе выделяется в виде мельчайших пузырьков. Двухступенчатая схема заключается в уплотнении ила во флотационном резервуаре до влажности 98,2—98,5% в течение 20 мин, а затем в илоуплотнителе до конечной влажности 96,5—96% в течение 2 *ч*. В илоуплотнителе происходит вторичное всплывание ила, выходящего из флотационного резервуара, без дополнительного насыщения его воздухом.

Насыщение воды воздухом производится при помощи воздушного эжектора, установленного на перемычке между всасывающим и напорными трубопроводами насоса. Количество подаваемого воздуха принимают 50—80 *л* на 1 *м*^{3} жидкости. Растворение воздуха осуществляют в напорном резервуаре, объем которого рассчитан на пребывание в нем жидкости не менее 3 *мин*. Снижение твердой фазы в активном иле принимается 85% по сухому веществу, а удельная нагрузка без флотореагентов — до 4,4 *кг/м*^{2}*ч* сухого вещества.

Украинский институт инженеров водного хозяйства (УИИВХ)

и ВНИИводгео разработали радикальные флотационные илоуплотнители* со следующими показателями:

Давление при насыщении жидкости воздухом, *кгс/см²*	2—4
Количество воздуха, подаваемого на 1 *м³* жидкости, *м³*	0,05—0,06
Отношение объема рабочей жидкости к объему уплотняемого ила	2 : 1—3 : 1
Продолжительность пребывания смеси рабочей жидкости и уплотняемого активного ила во флотационном уплотнителе, *ч*	0,7—1
Скорости истечения рабочей жидкости ила из дырчатых отверстий распределительных труб, *м/с*	1,8—2,3 и 0,7—1
Конечная влажность уплотненного ила, %	94,5—95
Концентрация взвешенных веществ в подъиловой воде, *г/м³*	20—30

Расчет флотационного илоуплотнителя состоит в определении расхода воздуха и размеров флотатора [44].

Для расчета процесса флотации с рециркуляцией иловой воды и непосредственным насыщением ила воздухом применяются следующие основные формулы:

$$W_р = \frac{h \cdot B_р \cdot V_п (f_п p_а - 1)}{V \cdot C_0}; \quad (112)$$

$$W_р = \frac{h \cdot B_р (f_п \cdot p_а - 1)}{C_0}, \quad (113)$$

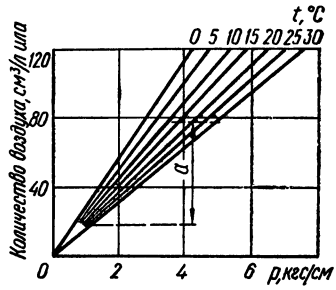


Рис. 49. Растворимость воздуха в активном иле (*см³/л*) в зависимости от давления P и температуры t (a — количество освободившегося воздуха).

где $W_р$ — необходимое содержание воздуха в иловой смеси, принимаемое не менее 0,03 *м³/м³*; h — рабочая глубина флотатора, *м*; $B_р$ — количество растворимого воздуха, освободившегося в процессе флотации вследствие снижения давления, *см³/л*; $V_п$ — объем рециркулируемого потока, насыщенного воздухом, *м³*; V — объем ила, *м³/сут*; $f_п$ — степень насыщения ила воздухом в зависимости от давления и температуры в долях единицы; $p_а$ — давление воздуха, *кгс/см²*; C_0 — начальная концентрация активного ила, *кг/м³*.

Растворимость воздуха в иле или воде рекомендуется принимать по номограмме на рис. 49.

Пример. Запроектировать флотационный илоуплотнитель для повышения концентрации активного ила до $C_к = 4\%$ по сухому веществу. Объем ила $v = 1000$ *м³/сут*, начальная концентрация активного ила, поступающего на уплотнение, $C_0 = 4{,}6$ *кг/м³*; снижение содержания твердой фазы в активном иле 85%.

* Радиальный флотационный уплотнитель этого типа диаметром 12 *м* работает на объединенных очистных сооружениях Невинномысска.

Принимаем давление воздуха $P = 3$ *кгс/см*^{2}; $t = 15°$ С. Степень насыщения воздухом принимается $f_п = 0{,}6$. Рабочая глубина флотатора $h = 1{,}3$ *м*.

Рассчитываем процесс флотации.

Количество сухого вещества $U_{сух} = C_0V = 4{,}6 \cdot 1000 = 4600$ *кг/сут*.

Давление воздуха $p_a = \dfrac{p + 1{,}03}{1{,}03} = 3{,}9$ *кгс/см*^{2}.

Количество растворимого воздуха $B_р$, освободившегося вследствие снижения давления с 4 до 1 *кгс/см*^{2} при $t = 15°$ С, принимается по номограмме, приведенной на рис. 49: 80 — 20 = 60 *см*^{3}*/л* ила.

Поскольку степень насыщения ила воздухом $f_п = 0{,}6$, то $B_р = 60 \cdot 0{,}6 = 36$ *см*^{3}*/л* ила.

Для требуемого сгущения ила до $C_к = 4\%$ по сухому веществу необходимое содержание воздуха в иловой смеси $W_р$ составляет 0,03 *м*^{3}*/м*^{3}. Тогда по формуле (112)

$$W_р = \frac{hB_рV_п(f_п p_a - 1)}{V \cdot C_0};$$

$$0{,}03 = \frac{1{,}3 \cdot 36 \cdot V_п(0{,}6 \cdot 3{,}9 - 1)}{1000 \cdot 4{,}6 \cdot 1000} = \frac{62{,}5V_п}{4\,600\,000}.$$

Отсюда объем рециркулируемого потока, насыщенного воздухом,

$$V_п = 0{,}03 \cdot 4\,600\,000/62{,}5 = 2200 \text{ } м^3/сут.$$

Общий поток в камере сгущения составляет

$$Q = V + V_п = 1000 + 2200 = 3200 \text{ } м^3/сут, \text{ или } 134 \text{ } м^3/ч.$$

Для 10-минутного разрежения высота флотируемого слоя осадка составляет 77%, а 23% занимает разреженный осадок.

Гидравлическая поверхностная нагрузка Q_h

$$Q_h = h/t = 0{,}23 \cdot 1{,}3/10 = 0{,}03 \text{ } м^3/мин, \text{ или } 1{,}8 \text{ } м^3/м^2 \cdot ч.$$

Поверхность флотатора $F = Q/O_h = 134/1{,}8 = 75$ *м*^{2}.

Объем слоя $V_г = Fh = 75 \cdot 1{,}3 = 98$ *м*^{3}.

Время флотации $T = F/Q = 98/134 = 0{,}73$ *ч* ≈ 45 *мин*.

Рассчитываем процесс с непосредственным насыщением осадка воздухом.

Принимаем те же данные по формуле (113)

$$W_р = \frac{h \cdot B_р(f_п \cdot p_a - 1)}{C_0};$$

$$0{,}03 = \frac{1{,}3 \cdot 36}{4600}(f_п p_a - 1).$$

Определяем необходимое давление воздуха

$$(f_п \cdot p_a - 1) = \frac{0{,}03 \cdot 4600}{1{,}3 \cdot 36} = 3;$$

$$p_a = (3{,}0 + 1) : 0{,}6 = 6{,}75 \text{ } кгс/см^2;$$

$$F = \frac{V}{24 \cdot Q_h} = \frac{1000}{24 \cdot 1{,}8} = 23{,}2 \approx 24 \text{ } м^2.$$

Флотационный илоуплотнитель по второму варианту требует меньшую поверхность (в три раза — 24 *м*^{2} против 75 *м*^{2}), но более высокого давления воздуха (6,75 *кгс/см*^{2} вместо 3,9 *кгс/см*^{2}).

Сооружения анаэробной и аэробной стабилизации осадков

Стабилизация осадков имеет целью разрушение биологически разлагаемой части органического вещества, оставляющего 65—75% массы сухих веществ для предотвращения их загнивания и создания удовлетворительных санитарных условий на последующих стадиях обработки и утилизации. Стабилизацию органического вещества осуществляют при помощи микроорганизмов в анаэробных и аэробных условиях. Органические вещества твердой фазы осадка переводятся в стабильные вещества: двуокись углерода, метан и воду.

Стабилизацию органических веществ путем анаэробного сбраживания рекомендуется осуществлять в следующих сооружениях: в септиках на станциях — производительностью до 25 $м^3/сут$; в двухъярусных отстойниках или осветлителях-перегнивателях — на станциях производительностью до 10 тыс.$м^3/сут$; в метантенках — на станциях производительностью свыше 10 тыс.$м^3/сут$. Технологические схемы анаэробного сбраживания осадка приведены на рис. 50.

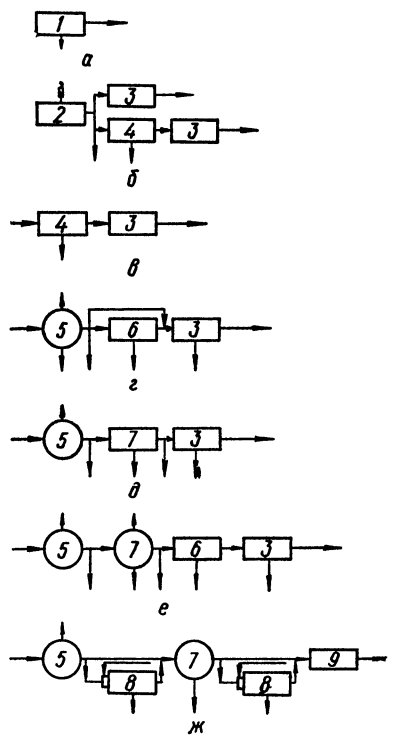


Рис. 50. Технологические схемы сооружений анаэробного сбраживания осадка: *а* — в септиках; *б* и *в* — в двухъярусных отстойниках и открытых перегнивателях; *г* — *ж* — в одноступенчатых и двухступенчатых метантенках; *1* — септик; *2* — двухъярусный отстойник; *3* — иловые площадки; *4* — открытый перегниватель; *5* — метантенк; *6* — илоуплотнитель; *7* — метантенк, открытый второй ступени; *8* — камеры промывки и уплотнения; *9* — механическое обезвоживание или сушка осадка.

Септики применяют только на небольших установках с подземной фильтрацией. Объем иловой части септика на одного приведенного жителя при сбраживании в течение одного года определяют в объеме 123 *л*. Имеются типовые проекты септиков из сборного железобетона или кирпича на водоотведение 0,5—10 $м^3/сут$ и обслуживание 5—120 чел.

Двухъярусные отстойники применяют для отстаивания сточной жидкости, сбраживания и уплотнения выпавшего осадка на малых и поселковых очистных станциях. Двухъярусные отстойники проектируют одиночными или спаренными круглой формы с коническим или пирамидальным днищем. В верхней части располагают осадочные желоба для осветления жидкости. Нижняя

часть отстойника используется в качестве септической (иловой) камеры для сбраживания осадка.

Расчет проточной части двухъярусного отстойника (осадочный желоб) рассчитывают как горизонтальный отстойник. Объем септической камеры зависит от времени, необходимого для сбраживания органического вещества. Это время в свою очередь зависит от температуры сточной воды и температуры сбраживания. Объем септической камеры, приходящейся на 1 жителя $V_ж$, принимается в зависимости от средней температуры сточной воды в зимнее время (табл. 58).

Таблица 58. **Расчетные параметры септической (иловой) камеры двухъярусных отстойников**

Наименование показателей	Единица измерения	Средняя зимняя температура сточных вод, °С						
		6	7	8,5	10	12	15	20
Время перегнивания	*сут*	210	180	150	120	90	60	30
Объем септической камеры (на 1 жителя) $V_ж$	*л*	110	95	80	65	50	30	15
Суточная доза загрузки	%	0,73	0,84	1	1,23	1,6	2,66	5,33

Примечание. При подаче в септическую камеру двухъярусных отстойников ила из аэротенков на полную очистку и высоконагружаемых биофильтров объем камеры должен быть увеличен на 70%, при подаче ила из отстойников после капельных биофильтров и аэротенков на неполную очистку — на 30%.

Основными недостатками двухъярусных отстойников являются большой объем иловой камеры и большая глубина отстойника, что сильно удорожает всю установку и делает невозможным применение при высоком уровне грунтовых вод.

Осветлители-перегниватели (табл. 59), разработанные ЛИСИ, рекомендованы в качестве замены двухъярусных отстойников. Осветлитель-перегниватель состоит из круглого в плане перегнивателя, предназначенного для сбраживания осадка, внутри которого концентрически расположены осветлитель и камера флокуляции с естественной аэрацией. Сточные воды в осветлителе изолированы от бродящей массы в перегнивателе; тепло осветляемых вод использовано для поддержания температуры обогреваемого осадка.

Рабочую глубину камеры флокуляции принимают 4,5 *м*, длину центральной трубы 2—3 *м* (без воронки-раструба), диаметр отражательного щита — на 1 *м* больше диаметра трубы, уклон днища 45—50°; расстояние между нижним краем камеры флокуляции и поверхностью осадка в иловой части — не менее 0,6 *м*. Основные конструктивные размеры для подбора осветлителей-перегнивателей с естественной аэрацией приведены в табл. 60.

Допустимую скорость движения воды в отстойной зоне следует принимать 0,8—1 *мм/с*. Диаметр нижнего сечения камеры флоку-

Таблица 59. **Размеры типовых осветлителей-перегнивателей**

Тип	Перегниватель			Осветлитель					Камера флотации		
	Диаметр, *м*	Высота, *м*	Объем, *м*³	Диаметр, *м*	Высота, *м*	Объем, *м*³	Пропускная способность при v = = 0,9 *мм/с* в отстойной зоне		Диаметр, *м*	Высота, *м*	Объем, *м*³
							л/с	*м*³/*сут*			
1	9	8,61	333	4	7,16	65,3	9	295	1,7	4,8	9,3
2	12	9,48	637	5	7,75	103,1	13,6	445	2,3	4,8	17,2
3	15	10,35	1059	6	8,34	154,6	20	655	2,7	4,8	23,7

Таблица 60. **Основные данные для подбора осветлителей-перегнивателей с естественной аэрацией**

Диаметр, *м*	Высота конической части, *м*	Рабочий объем сооружения, *м*³	Диаметр, *м*	Высота конической части, *м*	Рабочий объем сооружения, *м*³
5	1,45	120,4	12	3,48	770
6	1,74	176,3	13	3,77	915
7	2,03	244	14	4,06	1077
8	2,32	323,6	15	4,35	1254
9	2,61	415	16	4,64	1448
10	2,9	520,5	17	4,98	1660
11	3,2	639	18	5,22	1880

Примечание. Высота цилиндрической части принята 6 *м* исходя из размера типовых панелей, высота борта — 0,3 *м*.

Таблица 61. **Расчетные параметры септической камеры брожения осветлителя-перегнивателя для осадка бытовых сточных вод влажностью 95%**

Наименование показателей	Единица измерения	Средняя температура сточных вод или осадка, °С						
		6	7	8,5	10	12	15	20
Продолжительность брожения осадка T	*сут*	210	180	150	120	90	60	30
Объем камеры брожения $V_ж$ на 1 жителя	*л*	123	105	88	70	53	35	18
Суточная доза загрузки	%	0,72	0,85	1,02	1,28	1,7	2,57	5

Примечание. При иной влажности осадка W суточная доза загрузки должна быть умножена на отношение $W/95$. Суточная доза загрузки осадка производственных сточных вод устанавливается экспериментально.

ляции рассчитывают исходя из средней скорости в этом сечении 8—10 *мм/с*.

Расчет осветлителей с естественной аэрацией производят по СНиП II-32-74, а септической камеры перегнивателей — по дозам загрузки. Эффект осветления в осветлителе с естественной аэрацией составляет 70%.

$O_{сух} = 65 \times 0{,}7 = 45$ *г/сут* сухого вещества на 1 человека. Объем осадка при влажности $W = 95\%$ составит

$$V'_{ос} = \frac{100 \cdot 45}{(100 - 95)} = 0{,}9 \text{ л}. \qquad (114)$$

Учитывая, что количество бродящей массы уменьшается на 35% за счет выпуска иловой смеси, можно получить объем перегнивателя на 1 жителя

$$V_{ж} = (V'_{ос} \cdot T \cdot 65)/100, \qquad (115)$$

где T — продолжительность брожения в зависимости от температуры осадка, принимаемая по табл. 61.

Доза суточной загрузки, %

$$D = 100 \cdot V'_{ос}/V_{ж}. \qquad (116)$$

Расчетные параметры, полученные по формулам (114) — (116), приведены в табл. 61.

Капитальные затраты на строительство осветлителей-перегнивателей на 25—30% ниже, чем на строительство двухъярусных отстойников.

Метантенки нашли широкое применение в отечественной и зарубежной практике. Метантенк представляет собой цилиндрический железобетонный резервуар с коническим днищем и герметическим неподвижным перекрытием, в верхней части которого имеется колпак для сбора газа. Совместно с канализационными осадками допускается подача в метантенки других сбраживаемых органических веществ после их дробления. При сбраживании изменяется химический состав осадка в сторону повышения зольности и снижения углеводов, жиров и белков.

Применяют два режима сбраживания осадков: мезофильный (33° С) и термофильный (53° С). Выбор процесса следует производить на основании технико-экономических расчетов с учетом последующей обработки и утилизации осадка, а также санитарных требований.

Объем метантенков определяется в зависимости от фактической влажности осадка (или смеси осадка с активным илом) по суточной дозе загрузки по формуле, $м^3$

$$V = M_{общ} \cdot 100/D, \qquad (117)$$

где $M_{общ}$ — количество осадка (или смеси осадка с активным илом), поступающего за сутки в метантенк, $м^3$; D — суточная доза загрузки в метантенк, принимаемая по табл. 62.

Распад беззольного вещества загружаемого осадка в зависимости от дозы загрузки определяют по формуле

$$y = a - n_1 D, \qquad (118)$$

где y — распад беззольного вещества, %; a — максимально возможное сбраживание беззольного вещества загружаемого осадка, %; n_1 — коэффициент, зависящий от влажности осадка и принимаемый по табл. 62.

Таблица 62. **Суточная доза D загружаемого в метантенк осадка и значение коэффициента n_1 при расчете метантенков**

Режим сбраживания	Температура сбраживания, °С	Влажность загружаемого осадка, %				
		93	94	95	96	97
Суточная доза D, %						
Мезофильный	33	7	8	9	10	11
Термофильный	53	14	16	18	20	22
Коэффициент n_1						
Мезофильный	33	1,5	0,89	0,72	0,56	0,4
Термофильный	53	0,455	0,385	0,31	0,24	0,17

Максимально возможное сбраживание беззольного вещества загружаемого осадка следует определять в зависимости от химического состава осадка по формуле

$$a = (0{,}92ж + 0{,}62у + 0{,}34б) \cdot 100, \qquad (119)$$

где $ж$, $у$, $б$ — соответственно содержание жиров, углеводов и белков, $г$ на 1 $г$ беззольного вещества осадков.

При отсутствии данных о химическом составе осадка допускается принимать: для осадков из первичных отстойников $a_0 = 53\%$; для избыточного ила $a_и = 44\%$; для смеси осадка с активным илом $a_{см}$ по среднеарифметическому соотношению смешиваемых компонентов по беззольному веществу.

Величину a для смеси осадка с активным илом определяют по формуле

$$a_{см} = (a_0 O_{бз} + a_и U_{бз})/M_{бз} = (0{,}53O_{бз} + 0{,}44U_{бз})/M_{бз}, \qquad (120)$$

где $O_{бз}$, $U_{бз}$ и $M_{бз}$ определяются по формулам табл. 53.

Выход газа определяют по уравнению

$$Г = (a - n_1 D)/100, \qquad (121)$$

где $Г$ — выход газа в $м^3$ на 1 $кг$ загружаемого беззольного вещества (плотность газа принята равной 1).

При наличии в сточных водах ПАВ величину суточной нагрузки D, принятую в табл. 9, проверяют по формуле, %

$$D = \frac{10 \cdot q}{C(100 - W)}, \qquad (122)$$

где C — содержание ПАВ в осадке в *мг/г* сухого осадка, принимаемое по экспериментальным данным или табл. 63; q — предельно допустимая нагрузка рабочего объема метантенка в сутки, принимаемая 40 *г/м*^{3} для алкилбензолсульфонатов с прямой алкильной

Таблица 63. **Содержание анионных ПАВ, *мг* на 1 *г* сухого вещества осадка (СНиП II-32-74)**

Исходная концентрация ПАВ в сточной воде, *мг/л*	Осадок из первичных отстойников	Избыточный активный ил	Исходная концентрация ПАВ в сточной воде, *мг/л*	Осадок из первичных отстойников	Избыточный активный ил
5	5	5	20	17	7
10	9		25	20	
15	13	7	30	24	12

цепью, 85 — для других «мягких» и промежуточных анионных ПАВ; 65 — для анионных ПАВ в бытовых сточных водах.

При проектировании метантенков надлежит предусматривать следующие условия: герметичность резервуаров, рассчитанная на давление газа до 300 *мм вод. ст.*; площадь газосборной горловины для пропуска 700—1000 *м*^{3} газа в сутки на 1 *м*^{2}; перемешивающие устройства пропуска всего объема бродящей массы в течение 5—

Таблица 64. **Конструктивные размеры метантенков**

Типовый проект	Диаметр, *м*	Полезный объем одного резервуара, *м*^{3}	Высота, *м*			Строительный объем, *м*^{3}	
			верхнего конуса	цилиндрической части	нижнего конуса	здания обслуживания	киоска газовой сети
—	10	500	1,45	5	1,7	—	—
902-2-227	12,5	1000	1,9	6,5	2,15	652	100
902-2-228	15	1600	2,35	7,5	2,6	2035	112
902-2-229	17,5	2500	2,5	8,5	3,05	2094	136
902-2-230	20	4000	2,9	10,6	3,5	2520	174
—	24,2	5200	4,63	8,5	4,9	3011	212

10 *ч*. Необходимо также предусмотреть мероприятия, обеспечивающие взрывобезопасность оборудования и обслуживающих помещение метантенков, подогрев и перекачку осадка, системы отвода газа, опорожнения резервуара и переключения трубопроводов.

Рекомендуется принимать типовые конструкции метантенков (табл. 64).

Объем избыточного активного ила, образующийся на очистной станции, в 1,5—2,5 раза превышает объем осадка из первичных отстойников. Высокая влажность и большое содержание белка в иле обусловливает низкий выход газа при анаэробном сбраживании.

По экономическим показателям значительно выгоднее сбраживать в метантенках один сырой осадок, а активный ил подвергать аэробной стабилизации. При этом значительно сокращается объем метантенков, что позволяет полностью обеспечить их теплом за счет сжигания образующегося газа. Особенно перспективно и экономично применение аэробной стабилизации избыточного неуплотненного активного ила при невысокой концентрации взвешенных веществ в сточной жидкости на небольших очистных станциях.

Установки аэробной стабилизации по сравнению с установками анаэробной стабилизации проще как в конструктивном исполнении, так и при эксплуатации.

Аэробную стабилизацию осуществляют в аэрационных сооружениях — аэротенках с пневматической, механической или пневмомеханической аэрацией. Аэробная стабилизация заключается в длительном аэрировании в сооружениях типа аэротенков, в результате чего происходит распад (окисление) основной части биоразлагаемых органических веществ до конечных продуктов — CO_2, H_2O и H_3. Оставшиеся органические вещества стабилизируются, т. е. становятся не способными к последующему загниванию. Аэробный процесс сопровождается потреблением кислорода примерно 0,7 *кг* на 1 *кг* органического вещества.

Эффективность процесса аэробной стабилизации зависит от его продолжительности, интенсивности аэрации, температуры, а также состава и свойства окисляемого осадка.

Все органические вещества (ОВ) осадка, поступающего на стабилизацию, S можно условно разделить на две части: активную (распадающуюся) S_a и инертную S_i. Относительный распад ОВ в процессе стабилизации a определяют по формуле

$$a = (S_0 - S_t)/S_0, \tag{123}$$

Он не может превысить некоторой величины A предела распада, определяемого по формуле

$$A = S_{a_0}/S_0, \tag{124}$$

где индекс 0 характеризует начальное состояние, а индекс t — состояние через время t.

Для инженерных расчетов основными параметрами являются потребное время стабилизации t и удельный расход кислорода g, которые зависят от температуры, возраста ила, концентрации ОВ, но не зависят от концентрации растворенного кислорода (при условии, что она составляет 1 *мг/л*).

Для расчета аэробной стабилизации активного ила пользуются следующими формулами:

$$t_{яч} = \alpha t_{выт}; \quad t_{выт} = [(8 \div 10) + 0{,}02\,(20 - T_a)\,(\tau + 5)]\,1{,}08^{(20-T_c)}; \tag{125}$$

$$\alpha = 1 + (3 + 0{,}5\tau - 0{,}2n)/\tau n; \tag{126}$$

$$g = (0{,}96 + 0{,}016\tau)/(1 + 0{,}108\tau), \tag{127}$$

где $t_{яч}$ и $t_{выт}$ — время стабилизации соответственно в ячейковом реакторе и реакторе-вытеснителе, *сут*; τ — возраст ила, *сут*; α — коэффициент перехода; $T_а$ и $T_с$ — расчетная температура в аэротенке и стабилизаторе, °С; n — число ячеек; g — удельное количество потребного кислорода, *кг* · O_2/*кг* · ОВ (ОВ — органическое вещество осадка).

Потребное количество воздуха рекомендуется определять по формуле для расчета удельного расхода воздуха в аэротенках (см. раздел 3).

Таблица 65. **Параметры для расчета сооружений аэробной стабилизации**

Вид осадка	Длительность аэрации t, *сут*	Расход воздуха $м^3/м^3 \cdot ч$	Распад беззольного вещества, a, %
Неуплотненный активный ил	7—10	1	20—30
Смесь неуплотненного активного ила с осадком первичных отстойников	10—12	1,2—1,5	30—40

Для расчета аэробной стабилизации смеси осадка первичных отстойников и избыточного активного ила параметры $t_{см}$ и $g_{см}$ определяются по следующим формулам:

$$t_{см} = t_и + 2B; \qquad (128)$$

$$g_{см} = g_и (1 + 0{,}4B\sqrt{\tau}), \qquad (129)$$

где $t_{см}$ и $t_и$ — время стабилизации смеси и активного ила, сут; $g_{см}$ и $g_и$ — удельные количества кислорода для смеси и для ила, *кг*·O_2/*кг*ОВ; B — отношение ОВ осадка к ОВ смеси.

Производственные сооружения аэробной стабилизации рассчитываются по параметрам, приведенным в табл. 65.

Уплотненный активный ил или смесь его с осадком первичных отстойников подвергать аэробной стабилизации нерационально, так как это приводит к резкому увеличению удельного сопротивления осадка.

Отстаивание аэробно стабилизированных осадков должно производится в течение 1,5—2 *ч* в специально выделенной отстойной зоне, устраиваемой внутри аэрационного сооружения или в отстойниках. Влажность осадка после отстаивания составляет 95—96%. Иловая вода направляется в аэрационные сооружения; ее БПК можно принимать около 100 *мг/л*, а ХПК — в пределах 360—670 *мг/л*.

Для стабилизированных осадков следует предусматривать дальнейшую обработку так же, как для осадков, сброженных в мезофильных условиях. Водоотдача их значительно лучше исходных и анаэробно сброженных. Они быстро подсыхают на иловых площадках при нагрузке в 1,5 раза больше, чем для термофильно

сброженных осадков, а подготовка их к механическому обезвоживанию проще чем осадков, сброженных в анаэробных условиях.

Аэробная стабилизация обеспечивает гибель бактерий Coli более чем на 95%, но яйца гельминтов при этом не погибают. Поэтому аэробно стабилизированные осадки необходимо дегельминтизировать.

Аэробная стабилизация осадка совместно с очисткой сточных вод в одном сооружении рекомендуется на очистных станциях производительностью до 10 тыс. $м^3/сут$. раздельная очистка воды и аэробная стабилизация в аэробных илоокислителях — на станциях производительностью до 64 тыс. $м^3/сут$. Экономическая граница применения аэробной стабилизации для очистной станции производительностью 80 тыс. $м^3/сут$, показанная на рис. 51, получена при стоимости электроэнергии в ценах Мосэнерго. Для других районов страны, где оплата за электроэнергию, включая оплату и за установочную мощность, отличается от Мосэнерго, экономическая граница 5 будет перемещаться вправо или влево в пределах производительности 64—100 тыс. $м^3/сут$; каждый раз выбор метода стабилизации осадка должен определяться технико-экономическим расчетом.

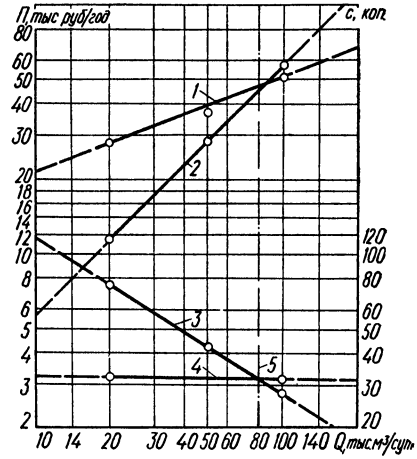


Рис. 51. Экономическое сравнение вариантов аэробной и анаэробной обработки осадка:

1 — приведенные затраты в метантенках *П*; *2* — то же, в аэростабилизаторах; *3* — себестоимость обработки 1 $м^3$ осадка в метантенках *с*; *4* — то же, в аэростабилизаторах; *5* — экономические границы применения аэробной стабилизации ила.

Кондиционирование осадков

Кондиционированием называют предварительную подготовку осадка сточных вод перед обезвоживанием или утилизацией в целях снижения удельного сопротивления и улучшения водоотдающих свойств осадков путем изменения их структуры и форм связи воды. От способа кондиционирования зависит производительность обезвоживающих аппаратов, чистота отделяемой иловой воды и конечная влажность обезвоженного осадка. Кондиционирование осуществляется реагентными и безреагентными способами.

При реагентной обработке осадка происходит коагуляция — процесс агрегации тонкодисперсных и коллоидных частиц, образование крупных хлопьев с разрывом сольвентных оболочек и изменением форм связи воды, что приводит к изменению

структуры осадка и улучшению его водоотдающих свойств. Для реагентной обработки используются минеральные и органические соединения — коагулянты и флокулянты. В качестве минеральных коагулянтов применяют соли железа, алюминия и известь. Наиболее эффективным является хлорное железо в сочетании с известью. Эти реагенты вводят в обрабатываемый осадок в виде 10%-ных растворов. Дозы внесения в среднем следующие: 3—9% хлорного железа и 6—25% извести на сухое вещество обрабатываемого осадка.

Осадки, сброженные в термофильных условиях, имеют более высокое удельное сопротивление и требуют при обезвоживании повышенных доз коагулянтов, так как при сбраживании повышается щелочность осадка. Для снижения щелочности осадка и дозы коагулянтов до 30% обычно перед коагуляцией применяют промывку осадка очищенной водой и его уплотнение.

Промывка наиболее эффективна для сброженных осадков с удельным сопротивлением выше $1000 \cdot 10^{10}$ *см/г*. Так как удельное сопротивление сырых осадков первичных отстойников ниже $1000 \cdot 10^{10}$ *см/г*, необходимость их промывки отпадает. Нецелесообразна промывка активного ила из-за дисперсного состава твердой среды.

Количество воды, необходимое для промывки, определяют по формуле, $м^3/м^3$

$$q = \lg (r \cdot 10^{-10}) - 1{,}8, \qquad (130)$$

где r — удельное сопротивление осадка до его промывки, *см/г*, определяемое в лабораторных условиях [33]. При отсутствии данных об удельном сопротивлении осадка количество промывной воды принимают по табл. 66.

Промывку осуществляют в специальной аэрируемой камере в течение 6—10 *мин* (с применением воздуха в количестве 0,5 $м^3/м^3$ осадка). При промывке вымываются мелкие частицы осадка, в результате чего возникает необходимость возврата промывной воды в общий поток очищаемых сточных вод. В сливной воде уплотнителей после промывки концентрацию следует принимать по взвешенным веществам 1000—1500 *мг/л*, по $БПК_{полн}$ 600—900 *мг/л*.

В целях снижения выноса взвешенных веществ со сливной водой разработан метод промывки осадков раствором хлорного железа [33].

Наибольшее снижение удельного сопротивления достигается промывкой малоконцентрированным (0,075%-ным) раствором хлорного железа дозой 1—1,5% для осадков с $R < 1500$ *см/г* и 2—2,5% для осадков с $R > 1500$ *см/г*. Продолжительность уплотнения осадка при этом сокращается до 4—6 *ч*, а вынос взвешенных веществ — до 200—600 *мг/л*. [33]. Трехкратная промывка 0,05%-ным раствором осадка, сброженного в термофильных условиях, с удельным сопротивлением $R = 2300 \div 2600$ *см/г* позволила снизить значение R до 150—250 *см/г*, а концентрацию взвешенных веществ в сливной воде — с 745—1620 до 142—250 *мг/л*.

Уплотнение смеси промытого осадка и отделение иловой

воды предусматривают в радиальных илоуплотнителях. Хотя промывка является эффективным приемом, однако для коагуляции осадка требуются все же высокие дозы хлорного железа и извести. Известь нейтрализует кислоты, образующиеся при гидролизе коагулянтов, сокращает расход основного коагулянта и предотвращает загнивание осадка, а также является присадочным материалом, изменяющим структуру осадка.

Таблица 66. **Расход воды и коагулянтов на промывку и коагуляцию осадка [31, 33]**

Осадки	Промывная вода, $м^3/м^3$	Доза, % от веса сухого вещества осадка	
		$FeCl_3$	CaO
Сброженные из первичных отстойников	1—1,5	3—4	8—10
Сброженные в мезофильных условиях смеси осадка из первичных отстойников и избыточного активного ила	2—3	4—6	10—15
То же, в термофильных условиях	3—4	4—6	10—15
Сырые из первичных отстойников	—	2—3,5	6—9
Смесь сырого осадка из первичных отстойников и уплотненного активного ила	—	3—5	9—13
Уплотненный избыточный ил из аэротенков на полную очистку	—	6—9	17—25

Примечания: 1. Доза $Fe_2(SO_4)_3$ во всех случаях увеличивается по сравнению с дозами $FeCl_3$ на 30—40%.
2. Склад хлорного и сернокислого окисного железа предусматривается на 20—30 *сут*, извести на 15-суточный запас.

Дозы коагулянтов при подготовке осадков к обезвоживанию на вакуум-фильтрах можно определять по формуле [33]

$$D = K(\sqrt{R} + \sqrt{W \cdot 0{,}001Щ/C}), \qquad (131)$$

где K — коэффициент, зависящий от вида и химического состава применяемого коагулянта, а также от типа осадка; $R = r \cdot 10^{-10}$ — удельное сопротивление осадка, *см/г*; W — влажность осадка, %; C — концентрация сухого вещества осадка, %; $Щ$ — щелочность осадка до коагуляции, *мг/л*.

Для сырого и сброженного осадков при коагуляции хлорным железом $K = 0{,}25$. При коагуляции хлорным железом в сочетании с известью доза извести (по CaO) определяется также по формуле (131); при этом $K = 0{,}25$ для сброженного и $K = 0{,}3$ для сырого осадка и избыточного активного ила. Доза хлорного железа в этом случае составляет 30—40% вычисленной дозы извести по CaO. При отсутствии данных по удельному сопротивлению осадка дозу коагулянтов принимают по табл. 66.

Заменителями кристаллического хлорного железа могут служить отходы ряда производств: растворы хлорного железа, сернокислого

железа, сернокислого алюминия, хлоргидрата алюминия и др. Вместо минеральных коагулянтов целесообразно применять синтетические растворимые в воде флокулянты трех категорий: катионные, анионные и неионные. Для осадков, содержащих большое количество органических веществ (зольность 25—50%), целесообразно использовать только катионные флокулянты; для осадков зольностью 55—65% следует комбинировать катионные и анионные флокулянты; для осадков зольностью 65—70% применяются исключительно анионные флокулянты.

Таблица 67. **Величина распада органического вещества, %**

Вид осадка	Температура, °С	
	170	200
Активный ил	48	58
Биопленка из биофильтров	35	50
Смесь сырого осадка с активным илом	26	37
Сброженный осадок	14	34

Флокулянты вводятся в осадок так же, как и минеральные реагенты, в виде растворов концентраций порядка 0,01—0,5% активной части сухого вещества. Отечественная промышленность осваивает производство катионных флокулянтов ВА-2 и ВА-3 для кондиционирования осадков. Стоимость флокулянтов значительно выше стоимости минеральных реагентов, однако за счет уменьшения их доз по сравнению с дозами минеральных реагентов общая стоимость обработки при их применении сокращается примерно на 1/3.

Наиболее широко синтетические флокулянты применяют при центрифугировании осадков сточных вод. Доза флокулянта при этом составляет 0,05—0,2% для сырых и 0,15—0,4% для сброженных осадков, что позволяет достигнуть 95—96%-ной эффективности задержания твердой фазы при влажности осадка примерно 50%.

Реагентные методы кондиционирования требуют от 40 до 60% затрат общей стоимости обработки осадка, поэтому их целесообразно заменять безреагентными.

К безреагентным методам обработки осадков относятся тепловая обработка, замораживание с последующим оттаиванием, электрокоагуляция и радиационное облучение.

Тепловая обработка осадков является одним из самых перспективных методов кондиционирования, обеспечивающим стабилизацию и полную стерилизацию органических осадков городских и производственных сточных вод с зольностью 30—40%, что позволяет отказаться от их сбраживания. Тепловая обработка заключается в нагревании осадка до температуры 170—200° и выдерживании их при этой температуре в закрытых емкостях — автоклавах, реакторах в течение 0,5—1 *ч*. При этом разрушается коллоидная структура осадка, около 40% сухого вещества переходит в раствор, а оставшаяся часть приобретает способность к хорошему уплотнению и фильтрованию, так как резко снижается удельное сопротивление влагоотдаче с $800 \cdot 10^{10}$ — $2500 \cdot 10^{10}$ до

$5 \cdot 10^{10}$ — $30 \cdot 10^{10}$. Осадок после тепловой обработки быстро уплотняется до влажности 92—94%, и его объем уменьшается до 20—30% исходного объема.

Величина распада органического вещества зависит от вида обрабатываемого осадка и температуры (табл. 67).

Уплотненный осадок хорошо обезвоживается на вакуум-фильтрах до влажности 70—75% без применения химических реагентов.

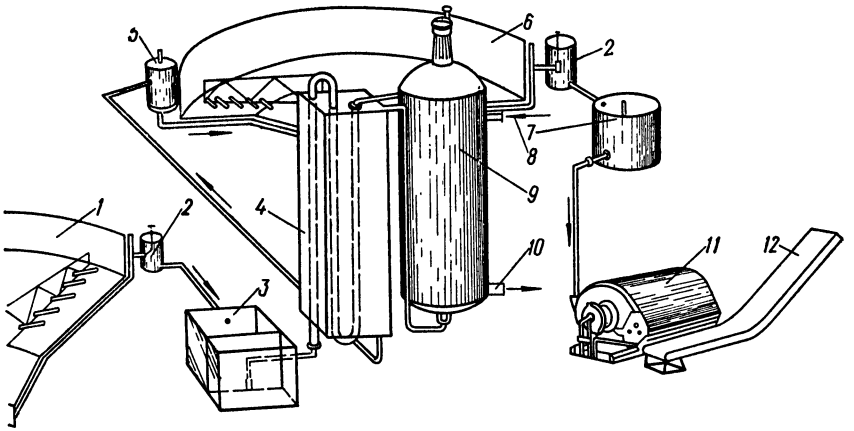


Рис. 52. Схема тепловой обработки осадков перед механическим обезвоживанием: *1* — илоуплотнитель; *2* — иловый колодец; *3* — иловая насосная; *4* — теплообменник; *5* — сепаратор; *6* — илоуплотнитель; *7* — промежуточная емкость; *8* — пар; *9* — реактор; *10* — конденсат; *11* — вакуум-фильтр; *12* — транспортер.

Иловая вода после уплотнения и фильтрат после обезвоживания не содержат жизнеспособных яиц гельминтов и патогенной микрофлоры. Наличие в кеке азота, фосфора и других полезных и необходимых для растений микроэлементов определяет народнохозяйственную целесообразность утилизации его в качестве азотно-фосфорного удобрения, для улучшения структуры почвы.

Технологическая схема тепловой обработки осадка приведена на рис. 52. Сырой осадок пропускается через решетки-дробилки, а при перекачке — через насос-дробилку, а затем смешиваясь с избыточным активным илом поступает в иловую насосную или в илоуплотнитель — отстойник. Насосом высокого давления через систему трубчатых теплообменников осадок подается в реактор с перемешивающим устройством. В теплообменниках происходит вначале нагревание поступающего осадка при помощи промежуточного теплоносителя — умягченной воды, которая, в свою очередь, нагревается термообработанным, нагретым до 180° С осадком, при его охлаждении перед поступлением в илоуплотнитель. Дополнительный подогрев осадка, поступающего в реактор, производится острым паром также в теплообменнике. В реакторе в течение 20 *мин*

при температуре 180° С завершаются физико-химические процессы, вызывающие структурную перестройку осадка и снижение удельного сопротивления, а также его обеззараживание.

Термообработанный осадок из реактора направляется в теплообменник, где остывает до температуры 60° С, отдавая тепло вновь поступающему осадку и через сепаратор поступает в илоуплотнитель. Остывший и сконцентрированный до 6—8%-ного содержания сухого вещества осадок из илоуплотнителя подается в цех механического обезвоживания непосредственно к вакуум-фильтрам или центрифугам. Фильтрат, отстоенные и промывные воды из теплообменников направляются на биологическую очистку. $БПК_5$ этих вод достигает 5000—7500 *мг/л*, а при разбавлении их поступающими сточными водами нагрузка на активный ил аэротенка составит 0,2—0,4 *г/г·сут*.

Реактор представляет собой цельносварной, вертикальный цилиндрический сосуд с перемещающим устройством и паровой рубашкой емкостью 6,3—32 $м^3$ (ГОСТ 9931—69). На давление в рубашке 8—10 $кгс/см^2$ выпускаются нормализованные теплообменники емкостью 8—10 $м^3$, на давление 12 $кгс/см^2$ — емкостью 6,3 $м^3$, на более высокое давление — по специальному заказу, после согласования с НИИхиммаш. В качестве реактора могут применяться горизонтальные автоклавы с перемешивающим устройством и змеевиками для обогрева.

Теплообменники «труба в трубе» (тип II, однопоточные, неразборные с отъемными дугами) с наружным диаметром внутренних теплообменных труб 89 *мм*, наружным диаметром внешних теплообменников труб 133 *мм*, поставляются секциями длиной 9 *м* (ГОСТ 9930—67). Общая длина теплообменников для установки производительностью 18—20 $м^3/ч$ составляет около 320 *м*. Время пребывания осадка в теплообменнике равно 5—10 *мин*. В теплообменнике утилизируется до 75—80% тепла.

В качестве сепаратора для сброса избыточного давления перед поступлением осадка в илоуплотнитель используются емкостные аппараты для воздуха, газов и жидких сред, выпускаемые по отраслевой нормали ОН 26-02-133-69. В качестве насоса высокого давления рекомендуется насос марки Р 25/25 или ХТр 25/25, предназначенный для перекачки нефти, производительностью 6,8—20$м^3/ч$; напор 25 $кгс/см^2$, мощность электродвигателя 40 *квт*.

Расчет основных элементов установки тепловой обработки осадка сводится к расчету теплового баланса и теплопередачи. При расчете определяют необходимую поверхность теплообмена реакторов и теплообменников, параметры нагреваемых и охлаждаемых агрегатов, конструктивные размеры и гидравлические сопротивления теплообменных аппаратов, коммуникаций, арматуры и системы.

По данным Союзводоканалпроекта, себестоимость тепловой обработки и механического обезвоживания на установке производительностью по осадку 100 $м^3/ч$ составляет 24,15 тыс. руб. на 1 *т* против

32,25 тыс. руб. при сбраживании, реагентной обработке и механическом обезвоживании.

Дегельминтизацию осадка следует отнести к кондиционированию — подготовке осадков к его утилизации. Яйца гельминтов относятся к группе устойчивых микроорганизмов и, попадая в благоприятные условия, сохраняют свою жизнеспособность в течение 5—7 лет, а на иловых площадках — до 6 лет. Уничтожение их возможно только термическим путем при температуре не ниже 60—70° С.

Дегельминтизация обезвоженных осадков производится на специальных установках конструкции АКХ им. К. Д. Памфилова, состоящих из подающего транспортера, бункера для выравнивания слоя осадка и камеры дегельминтизации с транспортером и источником инфракрасного излучения для нагревания осадка. В качестве источника излучения приняты газовые горелки ГИИВ-2, располагаемые на высоте 100—200 *мм* над слоем прогреваемого осадка. Изменение скорости движения ленты (0,7 *м/мин*) регулирует время пребывания осадка под инфракрасными излучателями. Толщина прогреваемого слоя принята 10—15 *мм*, время прогревания — до 6 *мин*. Производительность камеры 0,5 $м^3/ч$.

При прогревании обезвоженного осадка до 60° С происходит частичное испарение с поверхности осадка, что дает снижение влажности на 5—10%. При использовании природного газа его расход составит 25,2 $нм^3/м^3$.

Процесс дегельминтизации можно перенести непосредственно на поверхность вакуум-фильтра. С этой целью над барабанным вакуум-фильтром устраивают колпак, к которому подводится пар. Под действием вакуума пар с температурой 120—140° С конденсируется в порах обезвоживаемого слоя осадка и нагревает его до температуры 70° С в течение 8—10 *с*, а в последующие 15—20 *с* — до 90° С. Продолжительность контакта не превышает 30 *с*. Расход пара 200—230 *кг* на 1 *т* обезвоженного осадка.

При дегельминтизации обезвоженных осадков наблюдается вынос значительного количества яиц гельминтов с фильтратом, возвращаемым в головные сооружения очистных станций. Поэтому более надежной в санитарном отношении является тепловая дегельминтизация необезвоженных осадков. В этом случае яйца гельминтов в фильтрате уже нежизнеспособны и не представляют санитарной опасности.

НИКТИ ГХ разработаны технологические схемы тепловой дегельминтизации осадков на очистных станциях производительностью до 30 тыс. $м^3/сут$.

Сооружения для обезвоживания осадков

Наиболее простым и распространенным способом обезвоживания стабилизированного осадка является подсушивание на иловых площадках с естественным основанием. Такие

площадки допускается проектировать при условии залегания грунтовых вод на глубине не менее 1,5 *м* от поверхности карт и только в тех случаях, когда возможна фильтрация иловых вод в грунт.

При проектировании иловых площадок следует принимать рабочую глубину карт 0,7—1 *м*, ширину валиков поверху — не менее 0,7 *м* (при использовании механизмов при ремонте земляных вали-

Таблица 68. **Среднегодовая нагрузка *D* на иловые площадки, $м^3/м^2$**

Осадок	Иловые площадки с естественным основанием
Несброженный осадок и активный ил	0,8
Сброженная смесь осадка из первичных отстойников и активного ила в метантенках в мезофильных условиях	1,2
То же, в термофильных условиях	0,8
Сброженный осадок из первичных отстойников, двухъярусных отстойников и осветлителей-перегнивателей	2

Примечание. Нагрузки на иловые площадки в других климатических условиях следует принимать соответствующим климатическим коэффициентом по СНиП II-32—74

ков 1,8—2 *м*); уклон разводящих труб или лотков — по расчету, но не менее 0,01, количество карт — не менее 4.

При отсутствии фильтрующих грунтов или в случае запрещения выпуска иловой воды в грунт устраивают площадки на естественном или искусственном водонепроницаемом основании с дренажем. Дренаж укладывают из гончарных труб диаметром 75 *мм* (ГОСТ 8411—74) в траншеи шириной до 1 *м*, заполненные щебнем или гравием крупностью 2—6 *см*. Расстояние между дренажами 6—8 *м*, начальная глубина траншеи 0,6, уклон 0,003. Иловая жидкость, поступающая в дренаж, отводится на очистные сооружения. Быстрая кольматация фильтрующего слоя и большие эксплуатационные затраты на его восстановление привели к проектированию и строительству площадок на естественном водонепроницаемом основании без дренажа.

Расчет иловых площадок заключается в определении необходимой полезной и общей площади. Площадь иловых площадок зависит от количества осадка, характера грунта, на котором устраиваются площадки, климатических условий, а также от структуры осадка и его водоотдачи.

Нагрузку осадка на иловые площадки в районах со среднегодовой температурой воздуха 3—6° С включительно и среднегодовым количеством атмосферных осадков до 500 *мм* следует принимать по табл. 68.

Суточный объем сброженного осадка $V_{сб}$, выпускаемого из

отстойников-перегнивателей и двухъярусных отстойников, определяют с учетом уменьшения его объема за счет уплотнения и сбраживания по формуле

$$V_{сб} = V_{ос}/(1000abD), \qquad (132)$$

где $V_{ос}$ — объем сырого осадка; a — коэффициент уменьшения объема ила за счет распада его при сбраживании, равный 2; b — то же, за счет его уплотнения с 95 до 90%-ной влажности, равный 2.

Отсюда полезная площадь иловых площадок S для ила из двухъярусных отстойников на 1 $м^2$ поверхности будет

$$S = (V_{ос} \cdot 365)/(1000abD). \qquad (133)$$

Суточный объем ила из метантенков $V_{мет}$ без отделения иловой воды не изменяется против первоначального объема осадка из отстойников и составляет

$$V_{мет} = V_{ос}/1000. \qquad (134)$$

Поэтому при определении площади иловых площадок для осадка из метантенков не учитывается уменьшение объема на уплотнение, сбраживание, и площадь получается примерно в 2—3 раза большей, чем для осадка из двухъярусных отстойников и осветлителей-перегнивателей.

Иловую воду с иловых площадок с дренажем следует направлять на очистные сооружения. Дополнительные загрязнения от иловой воды, подлежащие учету при расчете сооружений, составляют взвешенные вещества 1—2 *г/л*; $БПК_{полн}$ 1000—1500 *мг/л*. Количество иловой воды принимают по расчету с учетом местных условий (испарение, фильтрация и др).

Иловые площадки с отстаиванием и поверхностным удалением иловой воды применяется для очистных сооружений производительностью более 10 000 $м^3/сут$ в районах с климатическим коэффициентом 1. Площадки планируют каскадами не менее 4—8 карт. Полезная площадь одной карты от 0,25 до 1 *га*. Ширина карт 30—40 *м* при уклонах местности 0,04—0,08 составляет 30—60 *м*; при уклонах 0,01—0,04 она равна 50—60 *м*, при уклонах 0,01 *м* и меньше — 60—80 *м*.

Длину карт при больших уклонах принимают 80—100 *м*, при малых — 100—160 *м*, отношение ширины к длине — 1 : 2—1 : 2,5, высоту оградительных валиков и насыпей для дорог — 2,5 *м*. Под площадки можно использовать естественные овраги.

Нагрузку на площадки следует принимать по табл. 68 с коэффициентом 1,2. Количество иловой воды составляет 30—50% объема обезвоженного осадка. Дополнительное загрязнение от иловой воды, возвращаемой на очистные сооружения, следует принимать по взвешенным веществам 1000—2000 *мг/л*, по $БПК_{полн}$ — 1000—1500 *мг/л*.

Иловые площадки-уплотнители проектируют глубиной до 2 *м* в виде прямоугольных карт-резервуаров с водонепроницаемым днищем и стенами.

Принцип действия площадок основан на способности осадка к расслаиванию при отстаивании; при этом происходит перераспределение твердой фазы по вертикали и образуются зоны пониженной и повышенной концентрации осадка. Интенсификация процесса обезвоживания достигает за счет периодического удаления иловой жидкости с пониженной концентрацией осадка, которая затем направляется в первичные отстойники для задержания взвешенных веществ. Вместо обычно применяемого дренажа, подверженного интенсивной кольматации (заиливанию), применена система шиберов, позволяющая удалять иловую жидкость с разных глубин над слоем осадка.

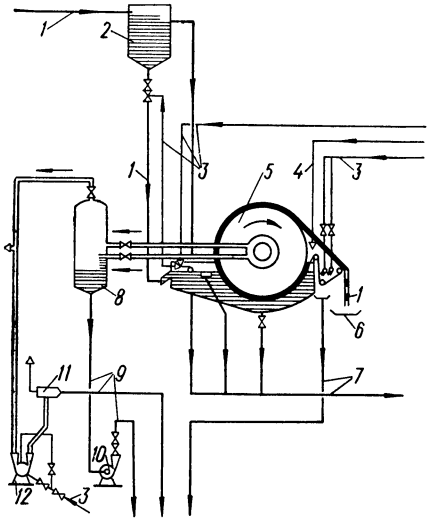


Рис. 53. Схема вакуум-фильтрации на барабанных вакуум-фильтрах со сходящим полотном;

1 — осадок; *2* — емкость; *3* — трубопроводы промывной воды; *4* — воздуховод; *5* — вакуум-фильтр; *6* — транспортер; *7* — переливные трубопроводы; *8* — ресивер для разделения водовоздушной смеси; *9* — фильтрат; *10* — насос для перекачки фильтрата; *11* — глушитель; *12* — вакуум-насос.

Нагрузку на иловые площадки-уплотнители следует принимать по табл. 68 с коэффициентом 2. Количество иловой воды составляет 30—50% обезвоженного осадка.

Ширину карт следует принимать 9—18 *м*, длину 36—66 *м*; расстояния между выпусками иловой воды — 18 *м* (типовые проекты № 902-2-74 и 902-2-75). Отсутствие дренажа и возможность механизации процесса удаления подсушенного осадка обеспечивают эффективность их эксплуатации. Разработана осадкоуборочная машина производительностью 10 $м^3/ч$.

Механическое обезвоживание осадков на вакуум-фильтрах, фильтр-прессах, центрифугах, виброфильтрах является наиболее перспективным и индустриальным способом обработки по сравнению с обезвоживанием осадка на иловых площадках. На вакуум-фильтрах влажность осадков снижается с предварительной обработкой их химическими реагентами до 75—80%, а на фильтр-прессах — до 45—55%. Влажность осадка на центрифугах снижается без обработки их химическими реагентами до 65—75%, на виброфильтрах — до 82—94%.

Наибольшее распространение получило обезвоживание сброженного осадка на барабанных вакуум-фильтрах непрерывного действия общего назначения БОУ (рис. 53 и табл. 69), представляющих собой горизонтально расположенный барабан, обтянутый фильтрующей металлической сеткой или тканью и погруженный примерно

Таблица 69. **Техническая характеристика вакуум-фильтров типа БОУ (ГОСТ 5748—68 *)**

Поверхность фильтрования, $м^2$	Размеры барабана, *м*		Скорость вращения барабана *об/мин*	Установленная мощность, *квт* (не более)	Габариты, *мм*			Масса, *кг*		Объем, $м^3$	
	диаметр	длина			длина	ширина	высота	фильтра с приводом	наиболее тяжелого узла	ресивера	ловушки
1	1	—	0,1—2	1,2	2000	2570	2350	1100	300	0,4	0,4
3	1,75	0,55		2				2180	850	0,4	
5	1,75	0,96		2	2975	2570	2350	5200	2350	1	
10	2,6	1,35		3,4	3420	3450	3300	8000	4650	1	
20	2,6	2,7		5,6	4740	3710	3700	13 100	8930	2,5	1
40	3	4,4		8,5	6550	3960	3650	18 000	10 500	4	2,5
60	3,4	6,6		15	8800	3960	3650	30 000	15 000	2×4	4
100	4,2	—	0,1—1	28		—		66 000	38 200	3×4	4

Примечание. Производительность вакуум-насоса принимается на 0,5—2 $м^3$, а воздуходувки — на 0,1—0,5 $м^3$ воздуха в минуту на 1 $м^2$ поверхности фильтрования.

на 1/3 диаметра в корыто, куда поступает подлежащий обезвоживанию осадок.

Обезвоживание сброженных осадков на вакуум-фильтрах (рис. 54) является довольно сложным технологическим процессом, требующим тщательной подготовки (кондиционирования) осадка: промывки, уплотнения и коагуляции его химическими реагентами. Особенно осложняется подготовка осадка к обезвоживанию после термофильного сбраживания в связи с повышением удельного сопротивления. При обработке сырых осадков первичных отстойников и уплотненного избыточного ила промывка отпадает; необходима только коагуляция или тепловая обработка осадка.

ЦНИИЭП ИО разработан проект цеха механического обезвоживания осадков на барабанных вакуум-фильтрах производительностью 10, 15, 25, 40 и 60*м/сут* по сухому веществу для очистных станций производительностью соответственно 40 — 280 тыс. $м^3/сут$. В состав цехов входят камеры промывки осадка, уплотнители, реагентное хозяйство с коагуляторами,

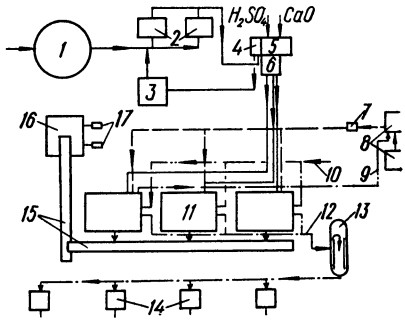


Рис. 54. Схема технологического процесса обезвоживания осадка:

1 — приемный резервуар; *2* — плунжерные насосы; *3* — переливной резервуар; *4* — дозатор; *5* — смеситель осадка с реагентами; *6* — распределитель; *7* — насос для подачи ингибированной кислоты; *8* — баки для ингибированной кислоты; *9* — слив ингибированной кислоты; *10* — сжатый воздух; *11* — вакуум-фильтры; *12* — вакуумная линия; *13* — ресивер-ловушка; *14* — вакуум-насосы; *15* — транспортер; *16* — бункер обезвоженного осадка; *17* — бункерные затворы с гидроприводами.

помещение вакуум-фильтров, транспортная галерея, отделение бункеров для погрузки высушенного осадка в автотранспорт или подачи на термическую сушку.

Широкое распространение получает механическое обезвоживание сырого осадка благодаря его лучшей влагоотдаче по сравнению со сброженным осадком в метантенках.

Таблица 70. **Техническая характеристика вакуум-фильтров со сходящим полотном (ГОСТ 5748—68)**

Тип	Установленная мощность, *квт* (не более)	Масса, *кг*		Объем, $м^3$	
		фильтра с приводом	наиболее тяжелого узла	ресиверы	ловушки
$Б_{сх}ОУ$ 1-1 $Б_{сх}ОК$ 1-1	1,2	1400	350	0,4	0,4
$Б_{сх}ОУ$ 3-1,75 $Б_{сх}ОК$ 3-1,75	2	2500	1000		
$Б_{сх}ОУ$ 5-1,75 $Б_{сх}ОК$ 5-1,75		3000	1200	1	
$Б_{сх}ОУ$ 10-2,6 $Б_{сх}ОК$ 10-2,6	3,4	7400	3210		
$Б_{сх}ОУ$ 20-2,6 $Б_{сх}ОУ$ 20-2,6	5,6	15 600	6500	2,5	1
$Б_{сх}ОУ$ 40-3,4 $Б_{сх}ОК$ 40-3,4	12	25 100	9300	4	2,5

Примечания. 1. Поверхность фильтрации ($м^2$) и диаметр ($м$) соответственно отражены в обозначении типа фильтра.

2. Производительность вакуум-насоса принимается на 0,5—2 $м^3$, а воздуходувки — на 0,1—0,5 $м^3$ воздуха в минуту на 1 $м^2$ поверхности фильтрования.

Механическое обезвоживание сырых осадков на барабанных вакуум-фильтрах целесообразно применять на станциях производительностью свыше 30—50 тыс. $м^3/сут$, а также при поступлении на станцию большого количества производственных вод.

По данным АКХ применение механического обезвоживания сырых осадков позволяет сократить капитальные затраты на строительство станции аэрации на 15—20% и снизить эксплуатационные расходы на 3—5% за счет отказа от метантенков, газгольдеров и иловых площадок.

При обезвоживании сырого осадка и активного ила на барабанных вакуум-фильтрах происходит быстрое заиливание фильтровальной ткани, пропускная способность которой зачастую не поддается восстановлению даже с увеличением числа обычных промывок. Поэтому вакуум-фильтры рекомендуется применять со сходящим полотном $Б_{сх}ОУ$, выполненным из углеродистой стали и обеспечивающим непрерывную регенерацию фильтровальной ткани (табл. 70).

Производительность вакуум-фильтров по сухому веществу осадка определяют по формуле, *кг/м² · ч*

$$П = 0{,}24\frac{100 - W_к}{W_и - W_к}\sqrt{\frac{\gamma \cdot m \cdot p(100 - W_к)}{\eta_0 \cdot T \cdot R}}, \qquad (135)$$

где $W_и$, $W_к$ — влажность исходного осадка и кека, %; γ — объемный вес исходного осадка, *т/м³*; m — доля времени действия вакуума от общего цикла работы фильтра, %; p — рабочий вакуум,

Таблица 71. **Производительность вакуум-фильтров $Б_{сх}$ОУ при обезвоживании сырых осадков [31]**

Характеристика обрабатываемого осадка			Доза коагулянтов, % от веса сухого вещества осадка		Производительность $П$, *кг/м²*	Влажность кека $W_к$, %
Вид	Удельные сопротивления R, *см/г*	Влажность $W_и$, %	$FeCl_3$	CaO		
Сырой осадок первичных отстойников	50—300	90—93	1—3	5—9	40—60	70—75
	200—1000	92—96	2—4	6—12	20—40	72—80
Смесь сырого осадка первичных отстойников и уплотненного активного ила	200—700	93—96	1,5—4	6—12	20—30	70—80
	700—2500	93—97	3—5	10—16	10—20	75—85
Уплотненный активный ил неполной биохимической очистки	500—900	95	4—7	13—17	11—15	83—85
Активный ил полной биологической очистки, уплотненный в вертикальных ило уплотнителях	1000—3000	97,5—98	6—8	17—25	7—10	85—87
То же, в радиальных илоуплотнителях	1000—3000	96,6—97,1	6—9	18—25	10—14	85—88

Примечание. Большему значению $П$ соответствуют меньшие значения R и $W_и$.

мм рт. ст; η_0 — вязкость фильтрата, сантипуазы; T — время оборота барабана, *мин*; R — величина, характеризующая удельное сопротивление скоагулированного осадка и равная $R = ч \times \times 10^{-10}$ *см/г*.

При отсутствии расчетных параметров производительность вакуум-фильтров при обезвоживании сырых и сброженных осадков можно принимать ориентировочно по табл. 71 и 72.

Продолжительность фильтроцикла рекомендуется принимать в зависимости от удельного сопротивления осадка при вакууме 500 *мм рт. ст.*:

Удельное сопротивление осадка после коагуляции, $R \cdot 10^{10}$, *см/г*	5—10	10—20	20—30	30—40	40—60
Время оборота барабана, *мин*	2—2,5	2,5—3	3—4	4—5,5	5,5—8

Производительность вакуум-фильтров при обезвоживании осадков производственных сточных вод принимают по опытным данным с учетом физико-химических свойств осадков.

Количество резервных вакуум-фильтров принимается при числе рабочих фильтров до трех — один, при четырех и более — два. Величину вакуума следует принимать в пределах 300—500 *мм рт. ст.*, а давление сжатого воздуха на отдувке осадка 0,2—0,3 *кгс/см²*. Производительность вакуум-насосов определяют из условия расхода воздуха 0,5 *м³* на 1 *м²* площади фильтра в 1 *мин*, а расходы сжатого воздуха — 0,1 *м³* на 1 *м²* площади фильтра в 1 *мин*.

Таблица 72. **Производительность вакуум-фильтров при обезвоживании осадков (СНиП II-32-74)**

Характеристика обрабатываемого осадка	Производительность, *кг/м² · ч*	Влажность кека, %
Сброженный осадок из первичных отстойников	25—35	75—77
Сброженная в мезофильных условиях смесь осадка из первичных отстойников и активного ила	20—25	78—80
Сброженная в термофильных условиях смесь осадка из первичных отстойников и активного ила	17—22	78—80
Сырой осадок из первичных отстойников	30—40	72—75
Смесь сырого осадка из первичных отстойников и уплотненного активного ила	20—30	75—80
Уплотненный активный ил городских станций аэрации.	8—12	85—87

Примечание. Для обезвоживания сырых осадков предусматривают вакуум-фильтры со сходящим полотном.

Для хранения 30%-ной ингибированной соляной кислоты, применяемой при промывке фильтрующей ткани, следует предусматривать специальные емкости, рассчитанные из условия 50 *л* кислоты на 1 *м²* фильтрующей поверхности вакуум-фильтра. Следует также предусматривать расходные емкости для 10%-ной ингибированной соляной кислоты. Предусматривается не менее двух рабочих для каждой емкости.

Пример 1. Рассчитать вакуум-фильтрационную установку для обезвоживания смеси сырого осадка первичных отстойников и уплотненного избыточного активного ила. Расход сточных вод 50 тыс. *м³/сут*. Сырой осадок первичных отстойников составляет 160 *м³/сут* влажностью 93%; количество избыточного активного ила 240 *м³/сут*, влажностью 97%. Удельное сопротивление осадка первичных отстойников 200 · 10^{10} *см/г*, щелочность 25 *мг · экв/л*; удельное сопротивление уплотненного активного ила 1800 · 10^{10} *см/г*, щелочность 10 *мг · экв/л*.

Определяем характеристику смеси осадка первичных отстойников и уплотненного активного ила. Влажность смеси по формуле, приведенной в табл. 53, равна

$$W_{см} = 100 - \frac{160 \cdot 7 + 240 \cdot 3}{160 + 240} = 95{,}4\%;$$

удельное сопротивление смеси по формуле

$$R_{см} = \frac{r_1 V_1 C_1 + r_2 V_2 C_2}{(V_1 + V_2) C_{см}} = \frac{200 \cdot 160 \cdot 7 + 1800 \cdot 240 \cdot 3}{(160 + 240) \cdot (100 - 95{,}4)} +$$

$$+ \frac{224\,000 + 432\,000}{400 \cdot 4{,}6} = 367 \ см/г;$$

щелочность смеси

$$Щ_{см} = \frac{160 \cdot 25 + 240 \cdot 10}{160 + 240} = 16 \text{ мг} \cdot \text{экв/л}.$$

Доза извести (по CaO) по формуле (131) составит

$$D = K\left(\sqrt{R_{см}} + \sqrt{\frac{W}{C} 0{,}001Щ}\right) = 0{,}35\left(\sqrt{357} + \sqrt{\frac{95{,}4}{4{,}6} \cdot 0{,}64}\right) \approx 10\%.$$

Доза хлорного железа составит $10{,}0 \cdot 0{,}3 = 3\%$ от веса сухого вещества смеси.

Для обезвоживания $\frac{400\,(100 - 95{,}4)}{100} = 18{,}4$ *т/сут* сухого вещества осадка потребуется соответственно хлорного железа и извести:

$$\frac{18{,}4 \cdot 3}{100 \cdot 0{,}95} = 0{,}6 \text{ и } \frac{18{,}4 \cdot 10}{100 \cdot 0{,}6} = 3{,}1 \text{ т/сут}.$$

Удельное сопротивление скоагулированного осадка будет равно 28 *см/г*. При вакууме 350 *мм рт. ст.*

$$R_к = (28 \cdot 350) : 500 = 19{,}6 \text{ см/г}.$$

Время оборота барабана будет равно 3 *мин*. Производительность вакуум-фильтра, определенная по формуле (135), при влажности кека 75% составит (по сухому веществу осадка)

$$П = 0{,}24 \frac{25}{20{,}4} \sqrt{\frac{350 \cdot 80 \cdot 4{,}6 \cdot 1}{1 \cdot 3 \cdot 19{,}6}} = 14{,}1 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{ч}.$$

Потребная поверхность фильтрации при работе вакуум-фильтров 24 *ч* в сутки составит

$$18\,400/(14{,}1 \cdot 24) = 54{,}4 \text{ м}^2.$$

Принимаем к установке 4 барабанных вакуум-фильтра со сходящим полотном поверхностью фильтрации по 20 $м^2$ (3 рабочие и 1 резервный).

Количество воздуха, отсасываемого вакуум-насосами $3 \cdot 20 \cdot 0{,}5 = 30$ $м^3/мин$; принимаем: 1 рабочий и 1 резервный вакуум-насосы типа РМК-4 производительностью по 25 $м^3/мин$. Потребный расход сжатого воздуха от воздуходувной станции аэротенков составит $3 \cdot 20 \cdot 0{,}1 = 6$ $м^3/мин$.

Количество фильтрата, отделяемое от отсасываемого воздуха в ресивере, составит $\frac{400}{24} - \frac{400 \cdot 4{,}6}{24 \cdot 25} = 13{,}6$ $м^3/ч$.

Расход воды от технического водопровода для регенерации фильтровальной ткани составит $0{,}15 \cdot 20 \cdot 3 = 9$ $м^3/ч$.

Количество осадка, обезвоженного на вакуум-фильтрах, будет

$$\frac{400\,(100 - 95{,}4)}{100 - 75} = 73{,}6 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

На сушильном барабане осадок подсушивается до 30% влажности, при этом подлежит удалению $73{,}6 - 73{,}6\frac{25}{70} = 47{,}1$ $м^3/сут$ иловой воды. При круглосуточной работе барабанной сушилки количество удаляемой из осадка влаги составит $47{,}1 : 24 = 2$ $м^3/ч$.

Так как производительность барабанной сушилки составляет 60 *кг* влаги в час на 1 $м^3$ емкости, потребный объем барабана будет $2000 : 60 = 3{,}35$ $м^3$.

Затраты условного топлива для удаления из осадка влаги (при норме 1000 *ккал* тепла на 1 *кг* влаги) составят

$$\frac{47{,}1 \cdot 1000 \cdot 1000}{7000 \cdot 1000} = 6{,}73 \text{ т/сут}.$$

Количество термически высушенного осадка составит $73{,}6 - 47{,}1 = 26{,}5$ *т/сут*.

На случай аварии на станции механического обезвоживания предусматриваются иловые площадки на 20% годового количества поступающего осадка.

Фильтрпрессование позволяет производить более глубокое обезвоживание осадков, чем вакуум-фильтрация. Технологическая схема обезвоживания осадка на фильтрпрессах представлена на рис. 55.

Фильтрпресс (табл. 73) состоит из горизонтально расположенных фильтровальных плит. Плиты передвигаются вверх и вниз вдоль плоских стяжек и зажимаются нажимной плитой. Фильтровальные плиты состоят из двух частей: верхней с дренажем для отведения

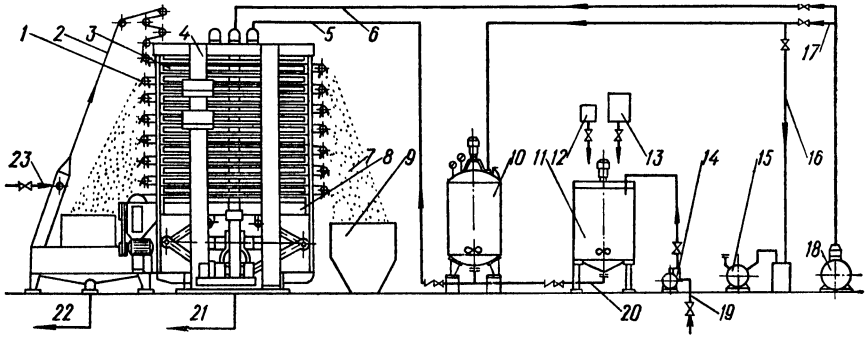


Рис. 55. Технологическая схема фильтрпрессования осадков:

1 — фильтрпресс, *2* и *3* — фильтровальные ткань и плиты; *4* — стяжка; *5* — илопровод; *6* — сжатый воздух на продувку; *7* — кек, выгружаемый из пресса; *8* — нажимная плита; *9* — бункер для кека; *10* — монжус; *11* — резервуар; *12* — дозатор хлорного железа; *13* — дозатор извести; *14* — насос для осадка; *15* — вакуум-насос; *16* — вакуумная линия; *17* — сжатый воздух на передавливание осадка; *18* — компрессор; *19* и *20* — подача сырого и скоагулированного осадка, *21* — отвод фильтрата; *22* — отвод промывной воды; *23* — подача воды на промывку ткани.

фильтрата и нижней, выполненной в виде рамки и образующей при сжатии плит камеру фильтрации. Между верхней и нижней частями установлены резиновые диафрагмы, которые при подаче на них воды под давлением 15 *кг/см*^{2} отжимают жидкую фазу из суспензии и прессуют осадок. Фильтровальная ткань в виде бесконечной ленты зигзагообразно протянута между фильтровальными плитами и приводится в движение барабаном и прижимным роликом. В нижней части фильтра ткань проходит через камеры регенерации.

По окончании всех технологических операций плиты опускаются, образуя зазор для выгрузки осадка из межплиточного пространства при передвижении ткани на один шаг, соответствующий длине фильтровальной плиты. При передвижении ткани производится съем обезвоженного осадка и регенерация ткани водой, подающейся из насадок. Обезвоженный осадок перемещается ленточным транспортом в бункер, а фильтрат и промывная вода сбрасываются в канализацию.

Управление фильтрпрессом, осуществляемое электрогидравлическим автоматом, допускает как полностью автоматическую его работу по реле времени, так и кнопочное пооперационное управление.

Для работы ФПАКМ требуется организация реагентного хозяй-

ства, насосная для осадка и фугата, компрессорная, маслонасосная установка и другое вспомогательное оборудование.

По исследованиям АКХ производительность фильтрпрессов при сбраживании осадков весьма противоречива. Так, для смеси осадков Люблинской станции аэрации, сброженных в мезофильных условиях, производительность фильтрпрессов равна 1,3—4,1 *кг/м² · ч*, для сырых осадков 2,3—12,6 *кг/м² · ч*, а для сырых осадков Тушинской

Таблица 73. **Техническая характеристика фильтрпрессов ФПАКМ**

Тип	Количество фильтрующих плит, шт.	Максимальное рабочее давление, *кг/см²*	Размеры фильтровальной ткани, *мм*		Мощность электродвигателя, *квт*		Габариты, *мм*			Занимаемая площадь, *м²*	Масса, *кг*
			длина	ширина	фильтр-пресса	насосных станций	длина	ширина	высота		
2,5 УП 2,5 НП 2,5 МП 2,5 ТП	6	15	17 000	700—750	4,5	14,5	2825	1690	2725	4,75	6300
5 УП 5 НП 5 МП 5 ТП	6	15	20 000	845—920	8,5	14,5	3375	2000	2778	6,75	8400
10 УП 10 НП 10 МП 10 ТП	12	15	35 000	845—920	8,5	14,5	3375	2000	3525	6,75	10 200
25 УП 25 НП 25 МП 25 ТП	16	15	50 000	1100—1200	13	23,5	3780	2155	4200	8,15	16 600

Примечание. В обозначении типа фильтра числа обозначают поверхность фильтрации, *м²*; П — с промывкой: У — для нейтральных и щелочных вод из углеродистой стали, Н, М, Т — для агрессивных сред из коррозиеустойчивых материалов (Н — стали Х13Н9Т: М — стали Х17Н13МЭТ: Т — титановых сплавов). Зазор между фильтровальными плитами 45 *мм*, диаметр загрузочных отверстий 18 *мм* для всех типоразмеров

станции аэрации 2,2—9,6 *кг/м² · ч*. Для шламов промышленных сточных вод производительность фильтрпрессов достаточно высока и составляет 28,5—144 *кг/м² · ч*. Значение удельных сопротивлений скоагулированных осадков для фильтрпрессования на ФПАКМ допускается в пределах $60 \cdot 10^{10}$ — $130 \cdot 10^{10}$ *см/г*.

Фильтрпрессы для обезвоживания осадков городских сточных вод целесообразно применять в случаях теплового кондиционирования осадка, исключающего необходимость их коагуляции химическими реагентами, или когда обезвоженные осадки низкой влажности подлежат сжиганию с последующим использованием золы в качестве присадочного материала перед фильтрпрессованием.

Центрифугирование осадков городских и производственных сточных вод рекомендуется применять на очистных станциях производительностью до 50 *тыс · м³/сут*. Центрифугирование сырого и сброженного осадка, а также активного ила

рекомендуется осуществлять на отечественных непрерывно действующих осадительных горизонтальных центрифугах типа ОГШ (бывшие НОГШ) со шнековой выгрузкой осадка (табл. 74).

Центрифуги ОГШ имеют конический ротор с соосно расположенным внутри его шнеком. Ротор и шнек вращаются в одном направлении, но с различной частотой, в результате чего шнек транспортирует образовавшийся осадок вдоль ротора к выгрузочным окнам, расположенным в его узкой части. Ротор центрифуги располагается

Таблица 74. **Техническая характеристика центрифуг типа ОГШ**

Наименование показателей	Единица измерения	ОГШ-325	ОГШ-500
Наибольший рабочий диаметр ротора	*мм*	325	500
Рабочая длина ротора	»	535	900
Частота вращения ротора	*мин*$^{-1}$	2500—3500	2000—3000
Мощность электродвигателя	*квт*	7	28
Фактор разделения	—	1530—2200	1400—2520
Габаритные размеры (с электродвигателем):			
длина	*мм*	1510	2710
ширина	»	1465	1990
высота	»	540	1526
Масса (без вспомогательного оборудования)	*кг*	580	1836

горизонтально на двух опорах, приводится во вращательное движение от электродвигателя через клиноременную передачу, а привод шнека — от ротора центрифуги через специальный редуктор. Ротор закрыт кожухом с перегородками, отделяющими камеру для осадка от камеры для фугата.

Осадок для обезвоживания подается по трубе полого шнека, поступает в приемную камеру ротора и выгружается через окна в бункер для осадка; фугат вытекает через сливные отверстия.

В технологической схеме центрифугирования осадков должно быть предусмотрено раздельное обезвоживание осадка из первичных отстойников и активного ила из вторичных отстойников (рис. 56). Для задерживания крупных примесей при обезвоживании сырых и сброженных осадков перед центрифугами устанавливаются экранирующие решетки с прозорами не более 16 *мм* или решетки-дробилки. Дробление крупных примесей может осуществляться насосами-дробилками. При центрифугировании активного ила решетки и дробилки не устанавливаются. Обезвоженный осадок непрерывно выгружается из центрифуги на ленточный транспортер и затем термически обрабатывается в камерах дегельминтизации кратковременным прогревом или термической сушкой. Фугат, полученный при разделении осадков, самотеком или насосом направляется на очистные сооружения или для отдельной обработки. Вместо дегельминтизации или термической сушки при соответствующем

обосновании допускается компостирование обезвоженного осадка в смеси с торфом.

Обезвоженный осадок рекомендуется транспортировать скребковыми и ленточными транспортерами и хранить в штабелях на специальных открытых площадках или под навесом. Площадки рассчитывают на 4—5-месячное хранение осадка при высоте слоя 1,5—2 *м*. На площадке предусматривают необходимый комплекс

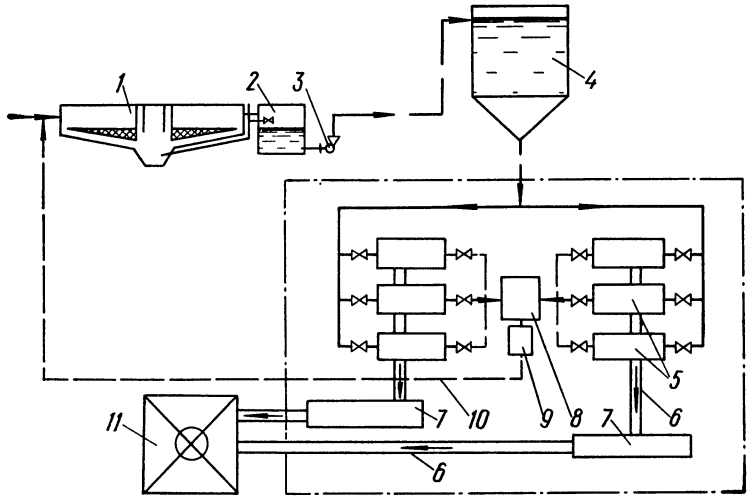


Рис. 56. Схема технологического процесса центрифугирования и дегельминтизации осадка:

1 — илоуплотнитель или отстойник; *2* — промежуточная емкость; *3* — насос или насос-дробилка; *4* — резервуар-регулятор расхода осадка; *5* — центрифуги; *6* — ленточный транспортер; *7* — камера дегельминтизации или барабанная сушилка; *8* — емкость для фугата; *9* — насос для перекачки фугата; *10* — подача фугата на последующую обработку; *11* — бункер обезвоженного осадка.

механизации и возможность возврата дренажных вод на очистку. Для очистных станций, где проектируется центрифугирование осадков, необходимо предусматривать аварийные иловые площадки, которые рассчитываются на обработку 20% годового количества осадка.

Основными параметрами, характеризующими работу центрифуг типа ОГШ, являются эффективность задержания сухого вещества ε, влажность обезвоженного осадка $W_к$ и производительность центрифуг $П$. При известных значениях концентрации сухого вещества осадка, кека и фугата эффективность задержания сухого вещества определяют по формуле

$$\varepsilon = \frac{C_к (C_{ос} - C_ф)}{C_{ос} (C_к - C_ф)} \cdot 100, \qquad (136)$$

где $C_{ос}$, $C_к$ и $C_ф$ — концентрации сухого вещества соответственно исходного осадка, кека и фугата, %.

Расчетные значения эффективности задержания сухого вещества и влажности кека могут приниматься по табл. 75. Производительность центрифуг $П$ по обезвоженному осадку (кеку) определяется по формуле, *кг/ч*

$$П_к = \frac{10П_{исх}(100 - W_{исх})\gamma_{исх}\varepsilon}{100 - W_к}, \qquad (137)$$

где $П_{исх}$ — производительность центрифуги по исходному осадку, *м³/ч* (табл. 75); $W_{исх}$ — влажность исходного осадка, %; $W_к$ —

Таблица 75. **Эффективность задержания твердой фазы по сухому веществу на центрифугах типа ОГШ (СНиП II-32—74)**

Тип осадка	Эффективность задержания сухого вещества, %	Влажность кека, %	Объемная масса кека $\gamma_к$, *т/м³*	Вынос взвешенного вещества, %
Сырой или сброженный осадок из первичных отстойников	45—65	65—75	0,8—0,85	35—55
Сырой активный ил при зольности, %:				
28—35	10—15	70—80		85—90
38—42	15—25	65—75	0,9—0,95	75—85
44—47	25—35	50—70		65—75
Анаэробно-сброженная смесь осадка из первичных отстойников и активного ила	25—40	65—75	—	60—75
Аэробно-окисленная смесь осадка из первичных отстойников и активного ила	25—35	60—70	—	65—75

влажность обезвоженного осадка (кека), %; $\gamma_{исх}$, $\gamma_к$ — объемная масса исходного осадка и кека, *т/м³* ($\gamma_{исх} = 1$ *т/м³*).

Количество фугата определяют исходя из количества центрифугируемого осадка за вычетом объема выделенного кека.

В кек удается перевести от 45 до 65% твердого вещества при обработке осадков первичных отстойников и от 10 до 35% — при обезвоживании избыточного уплотненного ила, что определяет высокую степень загрязненности фугата (табл. 76).

Технологическая схема центрифугирования активного ила с использованием фугата для очистки сточных вод в аэротенках целесообразна с целью удаления избыточного ила (рис. 57).

Количество центрифуг, необходимое для выделения избыточного активного ила $n_ц$, определяют по формуле

$$n_ц = \frac{П_р Q_{с.ж.}}{240 \cdot C \cdot \varepsilon П_{исх}}, \qquad (138)$$

где $П_р$ — прирост активного ила, *г/м³* · *сут*; $Q_{с.ж}$ — расход сточной жидкости, поступающей на аэротенки, *м³/сут*; C — концентрация

Таблица 76. **Рекомендуемые технические параметры процесса центрифугирования осадков [33]**

Наименование показателей	Единица измерения	Вид осадка		
		из первичных отстойников	сброженная смесь осадка первичных отстойников и активного ила	активный ил
Производительность по исходному осадку при обезвоживании	$м^3/ч$	4/7—10	4—5/10—12	5—6/12—14
Эффективность задержания сухого вещества	%	45—65	24—40	10—35
Влажность кека	»	65—75	65—75	50—80
Частота вращения ротора	$мин^{-1}$	2500/2000	3000/2300	3500/2300
Потребляемая мощность	$квт/ч$	6—7/22—25	5—6/18—22	3—4/15—18
Производительность по обезвоженному осадку	$кг/ч$	200/400	100/200	20/40

Примечание. В числителе приведены данные для центрифуг ОГШ-325, в знаменателе — для ОГШ-500.

активного ила, поступающего на центрифуги из вторичных отстойников, $г/л$; ε — эффективность задержания сухого вещества, определяемая по формуле (136), %; $П_{исх}$ — производительность центрифуги по исходному осадку, $м^3/ч$ (см. табл. 76).

Нагрузка на аэротенки и вынос взвешенных веществ из вторичных отстойников при использовании этой схемы не увеличиваются и рассчитываются в соответствии с рекомендациями СНиП II-32—74.

Технологическая схема центрифугирования осадка из первичных отстойников со сбросом фугата перед первичными отстойниками представлена на рис. 57,*б*. Производительность центрифуг, эффективность задержания сухого вещества и количество фугата определяют по формулам (136) и (138). По данной схеме необходимо увеличивать

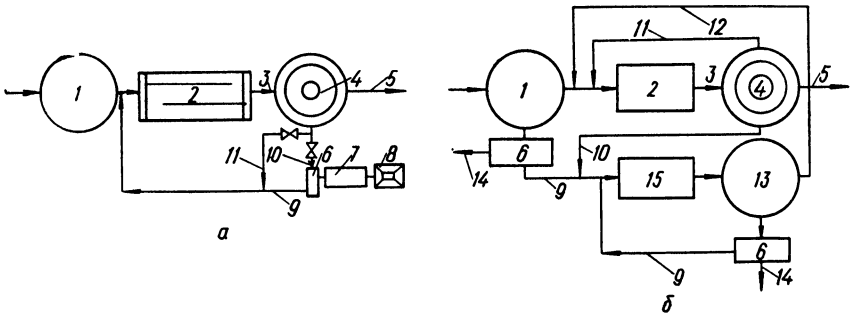


Рис. 57. Схема обезвоживания:

а — активного ила; *б* — осадка первичных отстойников с обработкой фугатов; *1* — первичные отстойники; *2* — аэротенки; *3* — иловая смесь; *4* — вторичные отстойники; *5* — сброс очищенной воды; *6* — центрифуга; *7* — камера дегельминтизации; *8* — бункер обработанного осадка; *9* — фугат; *10* — избыточный активный ил; *11* — возвратный ил; *12* — иловая вода; *13* — илоуплотнитель; *14* — обезвоженный осадок; *15* — аэробный стабилизатор.

время отстаивания смеси сточной жидкости с фугатом или учитывать соответствующее увеличение нагрузки на аэротенки. В первом случае время отстаивания следует принимать равным 4—4,5 *ч*, а нагрузку на аэротенки при этом не увеличивать. При расчете первичных отстойников концентрацию взвешенных веществ в смеси сточной жидкости с фугатом определяют по формуле

$$C_{\text{п}} = C_1 + \frac{C_1 \cdot m(1-K)}{1-m}, \qquad (139)$$

где C_1 — концентрация взвешенных веществ в поступающей сточной жидкости, *г/л*; K — коэффициент выноса взвешенных веществ из отстойников, равный $1 - Э_{\text{ос}}/100$ ($Э_{\text{ос}}$ — эффект осветления сточной жидкости, %); m — коэффициент выноса взвешенных веществ из центрифуги, равный $1 - \varepsilon/100$.

Продление времени отстаивания смеси сточной жидкости с фугатом приводит к увеличению объема осадка, что следует учитывать при определении потребного количества центрифуг.

Во втором случае объем первичных отстойников не меняется, но при расчетах сооружений биохимической очистки учитывается увеличение концентрации взвешенных веществ в поступающей сточной жидкости $C'_{\text{п}}$, *г/л*

$$C'_{\text{п}} = C_1 + \frac{C_1 m(1-K)}{1-m(1-K)}. \qquad (140)$$

Пример 2. Требуется рассчитать установку для раздельного центрифугирования сырого осадка первичных отстойников и избыточного активного ила из вторичных с возвратом фугата от осадка в первичные отстойники, а фугата от центрифугирования активного ила — в аэротенки. Производительность очистной станции 17 тыс. *м*³/*сут*. Концентрация взвешенных веществ в сточной жидкости, поступающей на станцию $C = 220$ *мг/л*; эффект осветления в первичных отстойниках равен 50%; прирост активного ила по сухому веществу — 110 *г/м*³ сточных вод в сутки.

Производим расчет установки для центрифугирования осадка первичных отстойников.

Определяем концентрацию взвешенных веществ в сточной жидкости $C'_{\text{п}}$, смешанной с фугатом, по формуле (140)

$$m = 1 - \varepsilon/100 = 1 - 55 : 100 = 0{,}45;$$

$$K = 1 - Э_{\text{ос}}/100 = 1 - 50 : 100 = 0{,}5;$$

$$C'_{\text{п}} = C_1 + \frac{C_1 m(1-K)}{1-m(1-K)} = 220 + \frac{220 \cdot 0{,}45(1-0{,}5)}{1-0{,}45(1-0{,}5)} = 284 \text{ г/м}^3.$$

Объем сырого осадка, задержанного в первичных отстойниках, влажностью 95% при эффекте осветления 50%

$$V = \frac{C'_{\text{п}} \cdot Q_1 \cdot Э_{\text{ос}} \cdot 100}{1000 \cdot 1000 \cdot 100(100-95)} = \frac{284 \cdot 17\,000 \cdot 50 \cdot 100}{1000 \cdot 1000 \cdot 100 \cdot 5} = 48{,}4 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Продолжительность работы центрифуги ОГШ-500 при производительности 10 *м*³/*ч* $t = 48{,}4 : 10 = 4{,}84$ *ч*/*сут*, центрифуги ОГШ-325 при производительности 5 *м*³/*ч* $t = 48{,}4 : 5 = 9{,}7$ *ч*/*сут*.

Количество кека после центрифугирования осадка первичных отстойников при влажности его 70% и эффекте задержания сухого вещества 55% (см. табл. 75):

$$V_2 = \frac{V_1 (100 - 95)\, 100 \cdot 55}{100 (100 - 70)\, 100} = \frac{48{,}4 \cdot 5 \cdot 100 \cdot 55}{100 \cdot 30 \cdot 100} = 4{,}44 \ м^3/сут.$$

С учетом объемной массы (см. табл. 75)

$$M = 4{,}44 \cdot 0{,}85 = 3{,}8 \ т/сут.$$

Далее определяем коэффициент прироста активного ила и прирост массы активного ила:

$$K = C'_п : C = 284 : 220 = 1{,}29;$$

$$M = \frac{C \cdot Q \cdot K}{1000 \cdot 1000} = \frac{110 \cdot 17\,000 \cdot 1{,}29}{1000 \cdot 1000} = 2{,}4 \ т/сут.$$

Определяем объем активного ила, который нужно пропустить через центрифуги, чтобы удалить 2,4 *т/сут* сухого вещества из активного ила. При этом принимаем эффект задержания сухого вещества 20% и влажность кека 70% (см. табл. 75)

$$M = 2{,}4 \cdot 100/20 = 12 \ т/сут;$$

$$V = M \cdot 100/(100 - W) = 12 \cdot 100/(100 - 99{,}2) = 1500 \ м^3/сут.$$

Количество центрифуг ОГШ-500 производительностью 14 $м^3/ч$ равно (табл. 72)

$$n = 1500 : (14 \cdot 24) \approx 4.$$

Принимаем 4 рабочих и 2 резервных центрифуги.

Фугат из центрифуг в количестве около 1500 $м^3/сут$ смешивается с циркулирующим активным илом и направляется в аэротенк для очистки сточной жидкости.

Рассчитываем второй вариант — аэробное окисление фугата после центрифугирования осадка первичных отстойников в смеси с неуплотненным избыточным активным илом и центрифугированием уплотненной аэробно окисленной смеси.

Объем сырого осадка влажностью 95%, задержанного в первичном отстойнике, составляет

$$V_{ос} = \frac{220 \cdot 17\,000 \cdot 0{,}5 \cdot 100}{1000 \cdot 1000\,(100 - 95)} = 37{,}4 \ м^3/сут.$$

Эффективность задержания сухого вещества при центрифугировании сырого осадка принимаем по табл. 75 равным 55%, влажность кека 70%, производительность центрифуги ОГШ-500 10 $м^3/сут$. Продолжительность работы центрифуги при обезвоживании сырого осадка 37,4 : 10 = 3,8 *ч*.

Объем кека

$$V_2 = \frac{37{,}4\,(100 - 95)\, 100 \cdot 55}{100\,(100 - 70) \cdot 100} = 3{,}4 \ м^3/сут.$$

Объем фугата

$$V_1 - V_2 = 37{,}4 - 3{,}4 = 34 \ м^3/сут.$$

Фугат с концентрацией сухого вещества 2,2% смешивается с неуплотненным избыточным активным илом.

Объем неуплотненного ила

$$V_{ил} = \frac{110 \cdot 17\,000 \cdot 0{,}5 \cdot 100}{1000 \cdot 1000\,(100 - 99{,}2)} \cdot 1{,}29 = 117 \cdot 1{,}29 = 151 \ м^3/сут.$$

Ил направляется в аэробный стабилизатор, где аэрируется в течение 6—7 *сут*. Затем с аэробно окисленной смесью уплотняется в илоуплотнителе в течение 5 *ч* и центрифугируется. Фугат после центрифугирования вновь направляется в аэробный стабилизатор на минерализацию.

Количество сухого вещества, поступающего в аэробный стабилизатор с фугатом сырого осадка,

$$M_{ф} = \frac{37{,}4 \cdot 45\ (100 - 95)}{100 \cdot 100} = 0{,}84\ т/сут.$$

Количество сухого вещества избыточного ила

$$M_{изб} = \frac{151\ (100 - 99{,}2)}{100} = 1{,}21\ т/сут.$$

Общее количество сухого вещества, поступающего первоначально в аэробный стабилизатор, равно $0{,}84 + 1{,}21 = 2{,}05\ т/сут$, а в течение 7 *сут* — 14,25 *т*.

При эффективности задержания сухого вещества 30% для выделения 2,05 *т/сут* необходимо процентрифугировать $M = (2{,}05 \cdot 100) : 30 = 6{,}8\ т/сут$. В этом случае количество сухого вещества, возвращенного в аэробный стабилизатор, составит $M = 6{,}8\ (1 - 0{,}3) = 4{,}76\ т/сут$.

Влажность осадка, подаваемого на центрифугу из илоуплотнителя, 97,5%. Объем осадка

$$V = (6{,}8 \cdot 100) : (100 - 75) = 272\ м^3/сут.$$

Количество фугата, возвращаемого в стабилизатор, равно $272 - 4{,}76 = 267\ м^3/сут$.

Влажность фугата, полученного при центрифугировании осадка из илоуплотнителя по формуле, приведенной в табл. 53,

$$W_{см} = 100\left(1 - \frac{M}{V}\right) = 100\left(1 - \frac{4{,}76}{272}\right) = 98{,}24\%.$$

Необходимая производительность центрифуги при круглосуточной работе $П_{исх} = V/T = 272 : 24 = 11{,}3\ м^3/ч$.

Принимаем к установке 1 центрифугу типа ОГШ-500 для обработки осадка, 1 — для обработки аэробно стабилизированного осадка и 2 резервные, всего 4 центрифуги ОГШ-500.

Объем аэробного стабилизатора составит

$$34 \cdot 7 + 151 \cdot 7 + 267 = 238 + 1060 + 267 = 1505\ м^3/сут.$$

Средняя концентрация сухого вещества в аэробном стабилизаторе

$$W_{ср} = \frac{34 \cdot 2{,}2 + 151 \cdot 0{,}8 + 267 \cdot 1{,}76}{34 + 151 + 267} = \frac{665{,}52}{452} = 1{,}475\%.$$

Принимаем контактно-стабилизационный аэротенк с 5 турбинными аэраторами ТА-2 объемом 1620 $м^3$, размером в плане 36 × 30 *м*; установочная мощность электродвигателей $17 \cdot 5 = 85\ квт$, потребная мощность $10{,}6 \cdot 5 = 53\ квт$.

Принимаем илоуплотнитель емкостью

$$V_{ил} = (34 + 151 + 267) \cdot 5 : 24 = 94\ м^3.$$

Приведенные схемы центрифугирования осадка более экономичны по капитальным и эксплуатационным затратам, по сравнению с анаэробным сбраживанием и обезвоживанием на иловых площадках.

Термические методы сушки осадков

Термическая сушка обеспечивает возможность эффективного удаления осадков с территории очистной станции и дальнейшей утилизации их в народном хозяйстве (рис. 58).

Термическая сушка осадков производится на сушильных установках, состоящих из сушильного аппарата (сушилки) и вспомогательного оборудования, к которому относятся топки, подогреватели-теплообменники, питатели, циклоны, скрубберы, дутьевые устройства, а также транспортеры и бункера.

Наиболее распространен конвективный способ сушки, при котором необходимая для испарения влаги тепловая энергия непосредственно передается осадку теплоносителем — сушильным агентом.

В качестве сушильного агента могут использоваться топочные газы, перегретый пар или горячий воздух. Применение топочных газов экономично, так как позволяет проводить процесс сушки

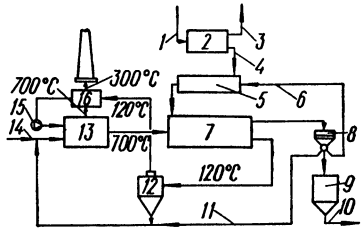


Рис. 58. Схема термической сушки обезвоженного осадка:

1 — осадок; *2* — обезвоживание; *3* — фильтрат на первичные отстойники; *4* — обезвоженный осадок; *5* — смеситель; *6* — высушенный осадок; *7* — термическая сушка; *8* — сито; *9* — бункер для высушенного осадка; *10* — осадок на удобрение; *11* — осадок на сжигание; *12* — сепаратор; *13* — печь для дезодорации газов; *14* — топливо; *15* — газодувка; *16* — котел-утилизатор тепла.

осадков при высоких температурах (около 500—800° С); с увеличением температуры сушильного агента сокращаются габариты сушильных установок, а также расход энергии на транспортировку отходящих газов.

Независимо от того, какой сушильный агент применяется, все сушилки конвективного типа можно разделить на две группы:

сушилки, в которых при продувании сушильного агента через слой материала частицы его остаются неподвижными (барабанные, многоподовые, ленточные, петлевые и др.);

сушилки, в которых частицы материала перемещаются и перемешиваются потоком сушильного агента.

В сушилках второй группы сушильный агент имеет гораздо более полный контакт с частицами высушиваемого осадка; интенсивность сушки в этих аппаратах выше, а продолжительность процесса меньше, чем в аппаратах первой группы.

Вращающиеся барабанные сушилки выпускаются диаметром 1—3,5 *м* и длиной 4—27 *м*. Эти сушилки работают по схеме с прямоточным движением осадка и сушильного агента. Частота вращения барабана 0,6—2 *об/мин*; угол наклона 3—4°, что обеспечивает движение осадка вдоль барабана к выгрузочной камере.

Рекомендуемые параметры барабанных сушилок

Расчетная нагрузка	60 *кг/м³·ч*
Влажность осадка, %:	
поступающего	78—80
после термической сушки	20—25
Температура сушильного агента (дымовых газов), °С:	
на входе в сушилку	700—800
на выходе из сушилки	250

ЦНИИЭП инженерного оборудования городов разработал цехи термической сушки обезвоженных осадков сточных вод, оборудованных барабанными сушилками, производительностью по сухому веществу 10, 15, 25, 40 и 60 *т/сут*. Сметная стоимость строительства этих станций равна соответственно 294, 315, 393, 531 и 589,3 тыс. руб. (в пересчете на 1 *т* осадка — 29,4; 21; 15,7; 13,3 и 9,8 тыс. руб.).

Наиболее эффективны сушилки с псевдоожиженным и фонтанирующим слоем, распылительно-кипящие сушилки-грануляторы РКСГ, сушилки со встречными струями НИИ КВОВ АКХ им. Памфилова и вакуумные сушильные установки НИКТИ ГХ [24, 33].

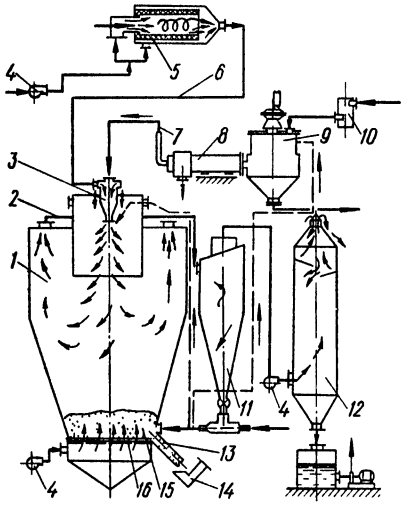


Рис. 59. Установка распылительно-кипяще-грануляционной сушилки:

1 — сушилка; *2* — трубопровод, соединяющий сушилку с циклоном; *3* — эжектор; *4* — вентилятор; *5* — циклонная топка; *6* — топочные газы; *7* — подача осадка в эжектор; *8* — виброобезвоживатель; *9* — фильтр грубой очистки; *10* — решетка-дробилка; *11* — циклон; *12* — теплообменник; *13* — выпускной патрубок; *14* — транспортер; *15* — кипящий слой; *16* — решетка.

В сушилках с псевдоожиженным (кипящим) слоем из инертного материала пропускается снизу вверх поток газа-теплоносителя с определенной скоростью; псевдоожиженный слой переходит во взвешенное состояние, представляющее кипящую жидкость. Сушилки с кипящим слоем по сравнению с барабанными или многоподовыми обладают рядом преимуществ: нет движущихся частей, более высокая (в 5—10 раз) удельная производительность, возможность сушки осадка с любой начальной влажностью. Увеличенная интенсивность всего процесса сушки позволяет значительно уменьшить производственные площади, дает возможность использовать высокотемпературный теплоноситель.

На рис. 59 приведена принципиальная схема распылительно-кипящей сушилки-гранулятора РКСГ для сушки осадка и активного ила производительностью 1500 *кг* по испаренной влаге, разработанная МосводоканалНИИпроектом. Основной влагосъем (до 70% влаги) осуществляется в зоне распыления, досушка осадка — в зоне кипящего слоя. Возврат тонкодисперсной пыли пневматическим способом из циклона в зону кипящего слоя способствует грануляции осадка. Отработанные газы с температурой 150° С дымососом подаются на мокрую очистку в центробежный скруббер. Гранулированный осадок влажностью 30—35% из сушилки направляется для сжигания в печь с кипящим слоем или на склад. Калорифер

для подогрева воздуха, идущего в печь и топки, может утилизировать тепло отходящих газов.

Вакуум-сушильная установка, разработанная в НИКТИ ГХ (рис. 60), является наиболее простым и экономичным оборудованием для термического обезвреживания осадков городских сточных вод и получения стерильного продукта.

Принципиальная схема вакуум-сушки осадков состоит в следующем: смесь сырого осадка и уплотненного активного ила из

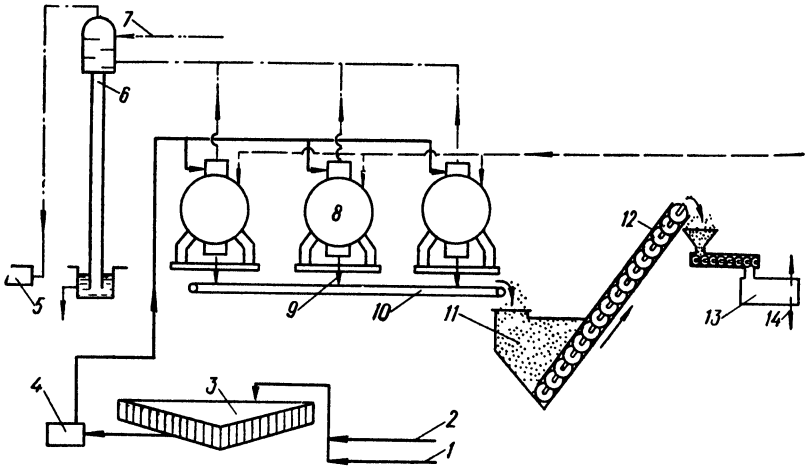


Рис. 60. Технологическая схема однокорпусной вакуум-сушильной установки для очистной станции производительностью 30—40 тыс. *м³/сут* сточных вод:

1 — активный ил; *2* — сырой осадок; *3* — резервуар-смеситель; *4* — насос; *5* — вакуум-насос; *6* — барометрический конденсатор; *7* — водопровод; *8* — вакуум-сушильный аппарат; *9* — высушенный осадок; *10* — транспортер; *11* — бункер; *12* — шнековые питатели; *13* — циклонная топка; *14* — шлам.

резервуара-смесителя подается параллельно в группу аппаратов, обогреваемых паром из котельной. Процесс сушки происходит под вакуумом, создаваемым конденсацией вторичного пара в барометрическом конденсаторе и при помощи вакуум-насоса. Сухой гранулированный осадок выгружается гребками, вращающимися реверсивно в каждом аппарате, на транспортер, а затем подается в бункер-накопитель, откуда системой питателей направляется в топку котла в качестве топлива или в транспорт на вывозку.

В качестве сушильного агрегата рекомендуются сушилки вакуумные цилиндрические роторные СВЦР, сушилки вакуумные скребковые с трубчатым ротором СВТР, вакуум-гребковые сушильные установки ВГСУ. В качестве сушильного агента используется пар с температурой насыщения 140—150° С, подаваемый в рубашку сушильного аппарата. Вследствие вакуума в аппарате кипение осадка и выпаривание влаги происходит при температуре 65—70° С. Основные технические характеристики и технологические параметры

Таблица 77. **Техническая характеристика вакуум-сушилок гребкового типа (ОСТ 26-01-1251-75 НИИхиммаш)**

Тип	Объем барабана, $м^3$	Поверхность нагрева, $м^2$	Производительность по испаренной влаге		Производительность по осадку средней влажности 93%, $м^3/цикл$	Средняя продолжительность цикла сушки, ч	Рабочее давление в рубашке, $кгс/см^2$	Частота вращения мешалки, $об/мин$	Габариты, *мм*		
			$кг/ч$	$кг/цикл$					длина	высота	ширина
СВЦР-950/1700	1,2	6,1	183	1580	1,8	8,6	6	13	3300	1755	950
СВЦР-4К	4,5	14	420	6020	6,75	14,3	6	6	6700	2635	2000
СВТР-10В	10	35	1050	10 560	12	10	5	5	9475	2845	2280
ВГСУ-3000	31	132	3960	41 400	46,5	10.5	3,5	5,3	13 590	5174	3000

для проектирования вакуум-сушильных установок приведены в табл. 77 и 78.

При производительности очистной станции до 30—40 тыс. $м^3/сут$ целесообразно применять однокорпусную систему вакуум-сушки, т. е. без использования вторичного пара, образующегося при испарении воды осадков. На очистных станциях производительностью 40—200 тыс. $м^3/сут$ применяют двухкорпусные вакуум-сушильные установки с использованием вторичного пара, образующегося в первых корпусах установки, для обогрева вторых корпусов.

В течение одного цикла сушки в непрерывном режиме обрабатывается тройной рабочий объем аппарата (1/2 геометрического объема).

Таблица 78. **Основные технологические параметры вакуум-сушки осадков сточных вод**

Наименование показателей	Единица измерения	Пределы изменений
Влажность осадка, поступающего на сушку	%	90—93
Влажность высушенного осадка	%	35%
Удельная масса сухих веществ	$кг/м^2$	14—16
Температура греющего пара	°С	150—160
Давление в сушильном аппарате (вакуум)	$кгс/см^2$	0,1—0,2
Температура осадка в процессе сушки	°С	40—75
Размер гранул высушенного осадка	*мм*	1—5
Расход тепла на сушку:		
на 1 *кг* испаренной влаги	*ккал/кг*	560
на 1 $м^3$ обрабатываемого осадка	*ккал/м³*	$525 \cdot 10^3$
Расход электроэнергии:		
на 1 *кг* испаренной влаги	*квт·ч/кг*	$5 \cdot 10^{-3} — 5 \times \times 10^{-2}$
на 1 $м^3$ обрабатываемого осадка	*квт·ч/м³*	4—6
на 1 *т* абсолютного сухого осадка	*квт·ч/т*	60

Общее количество испаряемой воды определяется из материального баланса сушильного аппарата, *кг/сут*

$$W = G_1 - G_2, \tag{141}$$

где G_1 и G_2 — соответственно начальное и конечное количество осадка, *кг/сут*.

Конечное количество осадка G_2, т. е. производительность сушильного аппарата по высушиваемому осадку определяется из выражения

$$G_2 = G_1 (100 - W_1')/(100 - W_2'), \tag{142}$$

Таблица 79. **Критическое влагосодержание осадков городских сточных вод**

Тип осадка	Начальное влагосодержание, %	Критическое влагосодержание, %		
		W_1	W_2	W_3
Сырой осадок из первичных отстойников	93—94,5	89—90	62—65	15—20
Уплотненный избыточный активный ил	97,9—98	97	74—78	16—20
Смесь сырого осадка и уплотненного активного ила в соотношении соответственно 1 : 1,4	97,5—98,5	96—97	70—75	19—20

где W_1' и W_2' — соответственно начальная и конечная влажность высушиваемого осадка, %.

Уравнения теплового баланса для первых и вторых корпусов установки имеют вид:

$$D_1 r = G_1 C_1 (t_1 - t_0) + W_1 (i_1 - C_в t_1); \tag{143}$$

$$W_1 (i - C_в v_1) = G_1 C_1 (t_2 - t_0) + W_2 (i_2 - C_в t_2), \tag{144}$$

где $G_1 C_1 (t_1 - t_0)$ — расход тепла на подогрев поступающего осадка до температуры кипения при данном вакууме, *ккал/кг*; $W (i - C_в t)$ — расход тепла на испарение воды, *ккал/кг*; C_1 и C_2 — удельные теплоемкости поступающего осадка и воды, *дж/кг* · °С; t_0 и t — температура поступающего и кипящего осадка, °С; i — энтальпия вторичного пара, *дж/кг*; v_1 — температура насыщения вторичного пара из первичных корпусов, °С.

Расход греющего пара при заданных его параметрах (температура, давление) и теплоте испарения r равен, *кг/ч*

$$D_п = Q/r. \tag{145}$$

Количество вакуум-сушильных аппаратов рассчитывается исходя из экспериментально установленной их производительности с 1 $м^2$ поверхности нагрева и расчетного суточного объема испаряемой воды с учетом продолжительности и необходимого количества циклов в сутки.

Продолжительность цикла вакуум-сушки высоковлажных осадков городских сточных вод до влажности 30—35% может быть рассчитана по формуле

$$\tau = \frac{L}{F}\left(\frac{W_0 - W_1}{u_{1\text{пост}}} + \frac{W_2 - W_1}{u_3 - u_1}\lg\frac{u_3}{u_1} + \frac{W_3 - W_2}{u_{3\text{пост}}}\right), \qquad (146)$$

где W_0, W_1, W_2, W_3 — содержание влаги в осадке в начале сушки и соответственно в конце каждого периода сушки, *кг/кг* (табл. 79);

Таблица 80. **Скорость сушки осадка, *кг/м²·ч***

Наименование скорости сушки	Тип осадка		
	сырой осадок	активный ил	смесь сырого осадка с илом
Постоянная в I периоде	25—35	16—18	22
Среднелогарифмическая во II периоде	30—39	19—21	25
Постоянная в III периоде	37—44	22—26	28

$u_{1\text{пост}}$, u_2, $u_{3\text{пост}}$ — соответственно скорости сушки в основные периоды сушки, *кг/м² · ч* (табл. 80); L — количество твердой массы по сухому остатку, *кг*; F — поверхность нагрева сушильного аппарата, *м²*.

Пример 1. Рассчитать вакуум-сушильную установку для сушки осадков городских сточных вод очистной станции производительностью 30 тыс. *м³/сут* сточных вод.

Количество сырого осадка влажностью $W_1 = 93\%$ равно $V_{\text{ос}} = 125$ *м³/сут*, а избыточного уплотненного ила влажностью 97% $V_{\text{ил}} = 175$ *м³/сут*. Активный ил перед подачей на сушку центрифугируется до влажности 93%, при этом его объем сокращается

$$V'_{\text{ил}} = \frac{V_{\text{ил}}(100 - 97)}{100 - 93} = \frac{175 \cdot 3}{7} = 75 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Температура насыщенного греющего пара от котельной $t_{\text{н}} = 160°$ С.

Учитывая общий объем осадка $V_{\text{общ}} = 125 + 75 = 200$ *м³/сут*, определяем количество испаряемой воды при высушивании осадка до влажности 35%

$$W = G\left(1 - \frac{100 - W'_1}{100 - W'_2}\right) = 200\,000\left(1 - \frac{100 - 93}{100 - 35}\right) = 178\,600 \text{ кг/сут}.$$

Принимаем к установке вакуум-сушилки типа ВГСУ-3000 производительностью по испаряемой влаге 3960 *кг/ч* (см. табл. 77). За 1 цикл в принятом сушильном аппарате можно обработать объем осадка, равный тройному рабочему объему аппарата. Так как рабочий объем аппарата равен 1/2 его геометрического объема, количество осадка обрабатываемого за 1 цикл сушки, составляет

$$Q_{\text{ц}} = 30 \cdot 3 : 2 = 45 \text{ м}^3.$$

Определяем количество воды, выпариваемое за 1 цикл,

$$W_{\text{ц}} = 45\,000\left(1 - \frac{100 - 93}{100 - 35}\right) = 40\,200 \text{ кг}.$$

Принимаем сушилку ВГСУ-3000 (см. табл. 77).

Потребное количество циклов для испарения суточного объема воды составит

$$n_{\text{ц}} = W/W_{\text{ц}} = 178600 : 40\,200 = 4{,}45.$$

Продолжительность цикла вакуум-сушки одного сушильного аппарата исходя из средней производительности принятого аппарата по испаряемой влаге (см. табл. 77)

$$\tau = W_{\text{ц}}/n = 40\,200 : 3960 \approx 10 \text{ ч}.$$

Далее определяем количество циклов на один аппарат в сутки P_1 и количество сушилок n

$$P_1 = \frac{24}{\tau} = \frac{24}{10} = 2{,}4;$$

$$n = \frac{n_{\text{ц}}}{P_1} = \frac{4{,}45}{2{,}4} \approx 2 \text{ агрегата}.$$

Принимаем 2 рабочих и 1 резервный агрегаты.

Расход греющего пара

$$D_1 = 1{,}4W/T = 1{,}4 \cdot 178\,600 : 24 = 10{,}4 \text{ т/ч}.$$

При этом вводится коэффициент 1,4, учитывающий количество пара, расходуемого на нагрев осадка до температуры кипения, и потери в окружающую среду.

Расчет конденсационного устройства и вакуум-насоса осуществляется по общепринятым методам в соответствии со справочной литературой.

Пример 2. Рассчитать двухкорпусную установку вакуум-сушки осадков сточных вод для очистной станции производительностью 100 тыс. $м^3/сут$.

Количество образующегося сырого осадка $G_1 = 590$ $м^3/сут$ (24,5 $м^3/ч$), влажность 94%; количество уплотненного на центрифуге активного ила $G_2 = 295$ $м^3/сут$ (12,3 $м^3/ч$), влажность 94%.

Сырой осадок и активный ил обрабатываются в установке раздельно. Активный ил перед подачей в сушилки уплотняется дополнительно центрифугированием до влажности 94%. Греющий пар подается от котельной с температурой насыщения $t_{\text{н}} = 190°$ С.

Определяем количество испаряемой влаги по корпусам. При этом принимаем поверхности нагрева сушильных аппаратов первых и вторых корпусов одинаковыми, влажность высушенного осадка 35%.

Сушка сырого осадка осуществляется в первых корпусах установки, сушка активного ила — во вторых; каждый второй корпус обогревается вторичным паром от каждого первого корпуса одновременно и не менее чем от 2 первых корпусов поочередно для обеспечения полного цикла сушки во вторых корпусах.

Суточное количество испаряемой воды в первых корпусах при сушке до влажности 35%

$$W_{1\text{сут}} = G_1\left(1 - \frac{100 - W_1}{100 - W_2'}\right) = 590\,000\left(1 - \frac{100 - 94}{100 - 35}\right) =$$

$$= 536\,000 \text{ кг/сут} = 22\,300 \text{ кг/ч} = 6{,}2 \text{ кг/с}.$$

Суточный объем испаряемой влаги во вторых корпусах до влажности 35%

$$W_{2\text{сут}} = G_2\left(1 - \frac{100 - W_1'}{100 - W_2'}\right) = 295\,000\left(1 - \frac{100 - 94}{100 - 35}\right) =$$

$$= 269\,000 \text{ кг/сут} = 11\,200 \text{ кг/ч} = 3{,}12 \text{ кг/с}.$$

Принимаем к установке вакуум-сушилку типа ВГСУ-3000.

Объем влаги, испаряемой в период кипения сырого осадка,

$$W_{\text{кип}} = G_1\left(1 - \frac{100 - W_1}{100 - W_2}\right) = 590\,000\left(1 - \frac{100 - 94}{100 - 75}\right) =$$

$$= \sim 450\,000 \text{ кг/сут} = 18\,750 \text{ кг/ч} = 5{,}2 \text{ кг/с}.$$

Далее определяем полезный температурный напор и распределение его по корпусам установки. Принимаем гидростатическую депрессию $\Delta'' = 2°$ С и гидравлическую $\Delta''' = 1°$ С; температурной депрессией Δ' для осадков пренебрегаем, так как температура кипения осадков ниже температуры кипения воды. Тогда для каждого первого корпуса $\Delta_I = 3°$ С; для каждого второго корпуса $\Delta_{II} = 3°$ С; $\Sigma\Delta = 3 + 3 = 6°$ С.

Полезная разность температур: $\theta = 190° - 60° - 6° = 124°$ С.

Распределяем полезную разность температур поровну между первыми и вторыми корпусами и сводим в таблицу (табл. 81).

Таблица 81. **Распределение температур между первыми и вторыми корпусами сушильной установки,** °С

Корпус	Температура			Энтальпия пара, *кдж/кг*	
	насыщения греющего пара	кипения осадка	насыщения вторичного пара	греющего	вторичного
I	$T_1 = 190$	$t_1 = T - \theta_I = 190 - 62 = 128$	$v_1 = t_1 - \Delta_I = 128 - 3 = 125$	$i = 2800$	$i_1 = 2720$
II	$v_1 = 125$	$t_2 = v_1 - \theta_{II} = 125 - 62 = 63$	$v_2 = t_2 - \Delta_{II} = 63 - 3 = 60$	$i_1 = 2720$	$i_2 = 2610$

Расход греющего пара на первые корпуса составит

$$D_1 r = G_1 C_1 (t_1 - t_0) + W_1 (i_1 - C_в t_1) = \frac{24\,500}{3600} \cdot 3603$$

$$(128 - 18) + 6{,}2\,(2720 \cdot 10 - 4190 \cdot 128) = 16\,234 \cdot 10^3 \text{ вт};$$

$$D_1 = \frac{16\,234 \cdot 10^3}{1981 \cdot 10^3} = 8{,}2 \text{ кг/с} = 29{,}5 \text{ т/ч} \text{ или } 1{,}2 \text{ т на } 1 \text{ м}^3 \text{ осадка}.$$

Здесь значения t_1 и i взяты по табл. 81, а значения удельной теплоемкости осадка $C_1 = 3603$ и воды $C_в = 4190$ *дж/кг*, а также теплота испарения греющего пара корпусов $r = 1981$ *дж/кг*.

Из уравнения теплового баланса определяем количество воды, испаряемой во вторых корпусах:

$$W_1' (i - C_в V_1) = G_1 C_1 (t_2 - t_0) + W_2 (i_2 - C_в t_2) =$$

$$= 5{,}2\,(2720 \cdot 10^3 - 4190 \cdot 125) = \frac{12\,300}{3600} \cdot 3603\,(63 - 18) + W_2\,(2610 \cdot 10^3 -$$

$$- 4190 \cdot 68 = 5{,}2 \cdot 2196{,}3 \cdot 10^3 = 552 \cdot 10^3 + W_2 \cdot 2346 \cdot 10^3;$$

$$W_2 = \frac{11\,400 \cdot 10^3 - 552 \cdot 10^3}{2346 \cdot 10^3} = \frac{10\,848 \cdot 10^3}{2346 \cdot 10^3} \approx 4{,}6 \text{ кг/с}.$$

Полученное количество испаряемой влаги во вторых корпусах 4,6 *кг/с* больше требуемого (3,12 *кг/с*). Следовательно, расход вторичного пара, образующегося в первых корпусах, достаточен для проведения процесса вакуум-сушки во вторых корпусах.

Далее рассчитываем количество первых корпусов. Количество влаги, испаряемое за один цикл, равно $W_ц = 40\,200$ *кг/цикла* (см. пример 1). При указанных в табл. 77 параметрах греющего пара производительность каждого первого корпуса по испаряемой влаге принимаем 3960 *кг/ч* или 3960 : 132 = 30 *кг/ч* с 1 $м^2$ поверх-

ности нагрева аппарата; тогда продолжительность цикла каждого аппарата равна

$$\tau_1 = W_{\text{ц}}/n = 40\,200 : 3960 \approx 10 \text{ ч}.$$

Потребное количество циклов в сутки

$$n_{\text{ц}} = W_{1\text{ц}}/W_{\text{ч}} = 536\,000 : 40\,200 \approx 13.$$

Количество циклов, выполняемых одним аппаратом в сутки,

$$P_1 = T/\tau_1 = 24 : 10 = 2{,}4.$$

Таким образом, количество первых корпусов

$$n = n_{\text{ц}}/P_1 = 13 : 2{,}4 = 5{,}4.$$

Принимаем 6 агрегатов.

Аналогично рассчитываем количество вторых корпусов. Получаем $n \approx 3{,}35$; принимаем 3 агрегата.

Общее количество сушилок равно $6 + 3 = 9$.

Проверяем равенство поверхностей нагрева первых и вторых корпусов. Тепловая нагрузка на одновременно работающие первые и вторые корпуса составит

$$Q_1 = (1981 \cdot 10^3 \cdot 8{,}55) : 2 = 8500 \cdot 10^3 \text{ вт};$$

$$Q_2 = \frac{3300 \cdot 3}{3600} (2\,720 \cdot 10^3 - 4190 \cdot 125) \approx 7000 \cdot 10^3 \text{ вт}.$$

Коэффициенты теплопередачи принимаем согласно экспериментальным данным: для первых корпусов $K_1 = 330$, для вторых $K_2 = 280$ $вт/м^2°C$;

$$Q/K_1 = (8500 \cdot 10^3) : 330 = 25\,800; \quad Q_2/K_2 = (7000 \cdot 10^3) : 280 = 25000;$$

$$\Sigma Q/K = Q_1 + Q_2 = 25\,800 + 25\,000 = 50\,800;$$

$$\theta_1 = \left(\frac{Q_1}{K_1} \cdot \theta_{\text{полн}}\right) / \sum \frac{Q}{K} = (25\,800 \cdot 124) : 50\,800 \approx 63° \text{ C};$$

$$\theta_2 = \left(\frac{Q_2}{K_2} \cdot \theta_{\text{полн}}\right) / \sum \frac{Q}{K} = (25\,000 \cdot 124) : 50\,800 \approx 61° \text{ C}.$$

Поверхности нагрева первых и вторых корпусов составляют:

$$F_1 = \frac{Q_1}{K_1\theta_1} = \frac{8500 \cdot 10^3}{330 \cdot 63} \cdot 410 \text{ м}^2; \quad F_2 = \frac{Q_2}{K_2\theta_2} = \frac{7000 \cdot 10^3}{280 \cdot 61} = 410 \text{ м}^2.$$

Завершив технологический расчет, приступают к проектированию цеха, размещают технологическое оборудование и подводку коммуникаций.

Раздел 5.
ОПТИМИЗАЦИЯ ПРОЕКТИРОВАНИЯ ОЧИСТНЫХ СТАНЦИЙ КАНАЛИЗАЦИИ

ОЧИСТНЫЕ СООРУЖЕНИЯ КАНАЛИЗАЦИИ КАК ОБЪЕКТ ОПТИМИЗАЦИИ

Задача и методы оптимизации

Осуществление инженерных мероприятий по защите водоемов от загрязнений требует огромных затрат. Это обусловливает необходимость решения задачи исходя из максимальной эффективности использования затраченных средств. В этих условиях резко повышаются требования к качеству проектно-конструкторских и оперативных решений, применяемых при разработке и в ходе осуществления процессов очистки сточных вод. Подобные решения должны базироваться на системе экономико-математических моделей отдельных процессов, технологических схем участков и всей системы в целом и приниматься с использованием средств современной вычислительной техники и математических методов оптимизации.

Основная задача экономико-математического моделирования — обоснованное определение конструктивных данных сооружений и оборудования и оптимизация режима ведения процесса очистки сточных вод, обеспечивающих получение наиболее высоких экономических показателей — минимума затрат при требуемой степени очистки.

Современные очистные сооружения канализации относятся к классу так называемых больших систем. Для них характерна сложная многоступенчатая технологическая схема, использование типового и специализированного оборудования, наличие прямых и обратных потоков. Взаимная связь технологических параметров, обеспечивающих протекание процессов сточных вод и возможность их изменения в относительно широком диапазоне, обусловливает высокую экономическую эффективность оптимизации очистных сооружений канализации. Наличие большого арсенала приемов, методов и средств очистки сточных вод требует обоснованного их выбора, применения и использования, что делает оптимизацию не только экономически целесообразной, но и крайне необходимой.

Математически формализованная постановка задачи оптимизации в общем виде наиболее часто заключается в отыскании максимума (минимума) некоторой функции [25]

$$Q = \Phi(\zeta_1, \ldots, \zeta_n; \quad \eta_1, \ldots, \eta_m) \qquad (147)$$

конечного числа действительных переменных $\zeta_1, \ldots, \zeta_n, \eta_1, \ldots, \eta_m$.

Переменная Q называется целевой функцией и является количественной характеристикой получаемых результатов. Экстремальное значение целевой функции (максимальное или минимальное) называется критерием оптимизации. Общая постановка задачи оптимизации включает огромное разнообразие частных оптимальных задач и связанных с ними методов решений, обусловленных видом зависимости (147) и множества Σ, которому принадлежит вектор переменных $\zeta = (\zeta_1, \ldots, \zeta_n)$.

Рассматривая процесс очистки сточных вод как объект оптимизации, целесообразно провести некоторую аналогию его с химико-технологическими процессами, для которых в последние годы интенсивно разрабатывается теория расчета и оптимизации [6]. При изучении химико-технологических процессов обычно пользуются формальным понятием сложной схемы, под которой принято понимать совокупность блоков, каждый из которых описывается конечными или дифференциальными уравнениями с указанием всех связей, существующих между блоками.

Формально-математическое описание процесса очистки сточных вод отвечает условиям определения сложной схемы, поэтому математические вопросы оптимизации, в частности, математическая теория оптимальных систем и ее методы могут быть использованы в полной мере для процесса очистки сточных вод.

При рассмотрении сложной схемы как совокупности отдельных блоков с внутренними связями удобно ввести разделение переменных схем на фазовые и управляемые, как это обычно делается в теории оптимальных процессов [26, 36]. Под фазовыми переменными понимаются переменные, определяющие связи между блоками, а также возможные внешние связи схемы, под управляемыми — вспомогательные переменные, варьированием которых можно изменять зависимость выходных фазовых переменных блоков от входных.

Входные переменные блоков, не являющиеся выходными переменными блоков, назовем входными переменными схемы, выходные переменные блоков, не являющиеся входными переменными других блоков, — выходными переменными схемы, остальные фазовые переменные — промежуточными.

Соответственно в обозначениях будем считать, что для K-го блока схемы величины $x_1^{(k)}, \ldots, x_{p_k}^{(k)}$, $y_1^{(k)}, \ldots y_{q_k}^{(k)}$ $(1 \leqslant p_k \leqslant m_k;\ 1 \leqslant q_k \leqslant n_k)$ есть входные и выходные переменные схемы.

Для технологической схемы очистки сточных вод фазовые переменные — это переменные, характеризующие основные материальные и энергетические потоки (расходы, состав и концентрация загрязнений, температура и т. д.), связывающие блоки системы друг с другом. Управляющие же переменные могут иметь различную физическую интерпретацию: управляемые конструктивные переменные (количество задействованных сооружений или секций сооружений); переменные, характеризующие вспомогательные управляемые материальные и энергетические потоки (расход воздуха, расход циркуляционного ила, расход коагулянтов), подаваемые в блоки

и позволяющие изменять зависимость выходных переменных блоков от входных; некоторые технологические переменные, которые могут изменяться при помощи вспомогательных материальных и энергетических потоков (доза ила в аэротенках) и являются внешними по отношению к фазовым переменным.

Математическое описание сложной схемы определяется совокупностью моделей отдельных блоков и управлениями связей блоков. Математические модели могут быть описаны системами конечных уравнений

$$y_i^{(k)} = f_i^{(k)}(x_1^{(k)}, \ldots, x_{n_k};\ u_1^{(k)}, \ldots, u_{r_k}) \qquad i = 1, \ldots, n_k$$

или системами обыкновенных дифференциальных уравнений

$$\left.\begin{aligned} &\frac{dz_i^{(k)}}{dt} = F_i^{(k)}(z_1^{(k)}, \ldots, z_{n_k}^{(k)};\ u_1^{(k)}, \ldots, u_{r_k}^{(k)};\ w_1^{(k)}, \ldots, w_{s_k}^{(k)}) \\ &0 \leqslant t \leqslant \bar{t}^{(k)} \qquad i = 1, \ldots, \bar{n}_k \end{aligned}\right\}, \quad (148)$$

где $z^{(k)} = (z_1^{(k)}, \ldots, z_{n_k}^{(k)})$ —вектор переменных, описывающих процесс в k-м блоке; $u^{(k)} = (u_1^{(k)}, \ldots, u_{r_k}^{(k)})$— вектор сосредоточенных управлений; $w^{(k)} = (w_1^{(k)}, \ldots, w_{s_k}^{k})$— вектор распределенных управлений; t — переменная, характеризующая линейный размер.

Уравнения связей блоков задают так называемую топологическую структуру сложной схемы, т. е. формальный аналог технологической схемы процесса, представленного данной сложной схемой.

Уравнение связей блоков имеет вид

$$x_i^{(k)} = y_{g_{k,i}}^{(h_{k,i})} \qquad i = 1, \ldots, m_k, \quad (149)$$

причем индексы k и i «пробегают» по всем промежуточным переменным схемы.

Равенство (149) означает, что i-я входная переменная k-го блока является $g_{k,i}$-ой выходной переменной $h_{k,i}$-го блока.

Совокупность входных переменных сложной схемы, выходных переменных сложной схемы и сосредоточенных управлений образует соответственно векторы $\bar{x}$, $\bar{y}$ и u:

$$\left.\begin{aligned} \bar{x} &= (x_1^{(1)}, \ldots, x_{p_1}^{(1)}, \ldots, x_1^{(N_1)}, \ldots, x_{p_{N_1}}^{(N_1)}), \\ \bar{y} &= (y_1^{(N_2+1)}, \ldots, y_{p_{N_2+1}}^{(N_2+1)}, \ldots, y_1^{(N)}, \ldots, y_{p_N}^{(N)}), \\ u &= (u_1^{(1)}, \ldots, u_{r_1}^{(1)}, \ldots, u_1^{(N)}, \ldots, u_{r_N}^{(N)}), \end{aligned}\right\} \quad (150)$$

где $1 \div N_1$ — нумерация входных блоков, $(N_1 + 1) \div N_2$ — промежуточных, $(N_2 + 1) \div N$ — выходных. Аналогично обозначаются через $x'(y^1)$ векторы всех промежуточных входных (выходных) переменных блоков сложной схемы.

Равенство (149) при этом в обобщенном виде можно записать так: $x' = y'$.

Критерий оптимизации в векторном обозначении можно представить в виде

$$\Phi(\bar{x}, \bar{y}, u) = \sum_{k=1}^{N} \Phi^{(k)}(\bar{x}^{(k)}, \bar{y}^{(k)}, u^{(k)}) =$$

$$= \sum_{k=1}^{N} \Phi_1^{(k)}\left(u^{(k)}\right) + \sum_{k=1}^{N_1} \Phi_2^{(k)}(\bar{x}^{(k)}) + \sum_{k=N_2+1}^{N} \Phi_3^{(k)}\left(\bar{y}^{(k)}\right), \quad (151)$$

где $(\bar{x}^{(k)})(\bar{y}^{(k)})$ — вектор входных (выходных) переменных схемы, относящихся к k-у блоку.

Различают два класса задач оптимизации: оптимизация при проектировании и оптимизация действующего процесса. Задача оптимального проектирования может быть поставлена как оптимизация данной технологической схемы или как задача ее оптимального выбора. В случае задачи оптимального выбора технологической схемы требуется найти максимальное (минимальное) значение величин $\tilde{Q}_1, \ldots, \tilde{Q}_w$, где $\tilde{Q}_l$ $(l = 1, \ldots, w)$ — экстремальное значение для l-й из альтернативно рассматриваемых технологических схем. Эта задача является более общей, чем задача оптимизации данной технологической схемы, и включает последнюю как этап своего решения.

Для технологической схемы очистки сточных вод управляемыми конструктивными переменными могут быть размеры, количество, тип отстойников, аэротенков, число ступеней аэротенков, размеры, количество и тип вторичных отстойников, фильтров, размеры и количество метантенков или других видов сооружений для обработки осадков.

При оптимальном проектировании имеется возможность варьировать переменные параметры процесса в более широких пределах, чем в эксплуатационных условиях, численные значения критерия оптимальности также изменяются в более широких пределах, поэтому первостепенное значение имеет задача оптимизации на стадии проектирования.

Постановка и решение задач оптимизации с применением экономико-математических методов характеризуется системным подходом. Системный подход — это методология рассмотрения разного рода комплексов, позволяющих глубже и лучше осмыслить сущность, структуру, особенности и закономерности их развития и, следовательно, определить оптимальные пути и методы воздействия на их развитие, в частности методы оптимального проектирования и управления [29].

Впервые технология системного анализа для решения проблем проектирования и выбора технологических схем очистки сточных вод была применена для отыскания такой комбинации процессов очистки, при которой с наименьшими затратами удаляется данное

количество загрязнений по БПК. Было показано, что линейное программирование ограничено тем, что все связи должны быть либо линейными, либо комбинациями линейных участков [51].

Системный анализ дает также возможность анализировать чувствительность системы, определить, как любые изменения стоимости основных параметров процесса влияют на решение; например, проведен анализ чувствительности для определения влияния на стоимость биохимической очистки сточных вод таких переменных параметров, как количество снятых загрязнений по БПК и расход сточных вод [52]. Результаты такого анализа показали, что удельная стоимость обработки снижается при увеличении размера станции и концентрации загрязнений.

С целью снижения стоимости строительства и эксплуатации была подвергнута тщательному анализу система очистки промышленных сточных вод бумажной фабрики и станции биохимической очистки. Рассматривая систему, в которой нагрузка (расход и концентрация) и эффект очистки — величины известные и постоянные, исходили из следующих предположений: стоимость отработки, ввиду незначительного ее изменения, можно принимать постоянной; при механической очистке удаляются только нерастворенные загрязнения, а при биологической только растворенные. Эти предположения позволили создать модель, адекватную реальной системе. Нелинейная модель рассматриваемой системы имела 24 ограничения (13 неравенств и 11 равенств) и 7 переменных. Оптимальное решение было получено при помощи метода поиска факториала для сходимости в оптимальной зоне, а затем метода последовательной неограниченной минимизации. В данном случае оказалась более выгодной длительная первичная обработка, так как при этом значительно снижается БПК. Как утверждают исследователи, полученные ими результаты оптимизации хорошо совпадают с лучшими проектами станций, обрабатывающих сточные воды бумажных фабрик, на которых осуществляется повторное использование воды после 4-часового отстаивания и 3—5-суточной обработки в аэротенках с концентрацией взвешенных веществ в смеси не более 1000 *мг/л*.

С использованием метода линейного программирования были сделаны попытки решить задачу оптимального выбора биофильтров. Строительные и эксплуатационные затраты были включены в функцию стоимости; в качестве альтернативных вариантов были рассмотрены биофильтры разной высоты, с различной степенью рециркуляции, с принудительной вентиляцией [46].

Для экономического анализа системы биохимической очистки активным илом (включая вторичное отстаивание, сбраживание) переменными параметрами были приняты доза ила в аэротенках, константы скорости снижения БПК, потребность в дополнительной питательной среде [52]. Исследованиями было установлено, какие переменные нужно оценивать весьма критично, и показано направление, в котором необходимо производить изменения проекта, если принимаются во внимание факторы надежности. Однако не удалось

определить количественную величину фактора надежности и возможные пути изменения двух или более переменных для достижения наилучшего результата.

Предложен оптимальный проект процесса биохимической очистки активным илом на основе минимизации объема аэротенка при постоянной величине циркуляции активного ила [46]. В этом решении использовалась модель Михаэлиса-Ментон для описания процесса прироста биомассы и удаления органического субстрата и метод для N последовательно расположенных аэротенков с $N-1$ степенями свободы. Показано, что двухступенчатая система требует меньшего объема, чем одноступенчатая, при этом первая ступень всегда больше второй.

Для решения задачи снижения объема аэротенков применена дискретная версия максимального принципа оптимизации ступенчатого процесса биохимической очистки активным илом и систем со смешанным гидравлическим режимом.

При рассмотрении всей системы минимизация объема аэротенка не является оптимальным решением. Повышение эффекта механической очистки несмотря на значительное повышение стоимости позволяет снизить стоимость биохимической очистки активным илом, в результате чего общая стоимость снижается; стоимость обработки осадка почти не зависит от эффективности первичного и вторичного этапов очистки при постоянном общем эффекте очистки.

Для оптимизации проекта станции очистки промышленных сточных вод был применен метод динамического программирования. При этом использовалась методика оптимизации последовательной многоступенчатой системы с двумя граничными условиями. Цель оптимизации заключалась в определении оптимальных комбинаций и эффективности различных процессов многоступенчатых технологических схем очистки сточных вод, гарантирующих получение необходимого эффекта очистки при минимальной стоимости. Этот же метод был применен для выбора оптимальной технологической схемы на примере очистной станции, обрабатывающей городские сточные воды [52].

Большой интерес представляют работы, посвященные моделированию процессов обработки сточных вод при помощи компьютера. Методом сложной линейной регрессии с использованием многочисленных уравнений второго порядка были созданы математические модели станций, применяющих активный ил. На основе обработки статистических данных восьми станций была разработана вычислительная схема на языке Фортран IV. Программа компьютера позволила исследовать реакцию системы биологической очистки на целый ряд величин для каждой из нескольких режимных переменных.

Представляется, что этот метод может быть применен для оптимизации существующих станций и проектируемых по стандартной схеме.

Основные этапы оптимизации

Применительно к проектируемым объектам очистки сточных вод мы имеем дело со сложными иерархическими системами, состоящими из комплекса взаимосвязанных подсистем разного уровня. Исследование и проектирование структуры и организации системы требуют предварительного изучения «поведения» системы и всех ее элементов.

Как показывает практика исследований по экономической кибернетике, разработка и решение экономико-математических моделей проектируемых объектов очистки сточных вод должны охватывать следующие основные этапы: классификация объектов моделирования; характеристика переменных и формулировка ограничений; математическое описание процесса; выбор критерия оптимизации; выбор математического метода расчета оптимальных параметров.

Процессы очистки сточных вод представляют собой сложную совокупность одновременно протекающих и взаимосвязанных химических и физических явлений — химическое превращение на поверхности и в объеме, биохимические превращения, перенос массы веществ и т. п. Для целей экономико-математического моделирования представляется полезным классифицировать методы очистки сточных вод с позиций фазового-дисперсного состояния загрязнений сточных вод, выделив в качестве самостоятельных групп процессы механические, биохимические, физико-химические и т. д. Этот этап моделирования предопределяет использование на стадии математического описания процесса соответственно законов механики, гидродинамики, массообмена, химических взаимодействий и т. д.

На втором этапе к числу основных оптимизируемых переменных следует отнести основные габаритные размеры сооружений и оборудования, характеризующие величину капитальных затрат, и наиболее важные режимные показатели процесса, которые в значительной степени определяют величину эксплуатационных затрат и требуемый эффект очистки.

Одновременно необходимо определить допустимые пределы изменения переменных, т. е. определить соответствующие ограничения. Так, доза активного ила в аэротенках ограничивается возможностью вторичных отстойников обеспечить необходимое качество разделения иловодяной смеси, количество подаваемого воздуха — мощностью компрессоров. По соображениям удобства эксплуатации следует, например, ограничивать число однотипных сооружений.

На этом этапе экономико-математического моделирования следует избегать излишней детализации, которая приводит к увеличению количества переменных и существенно затрудняет построение модели, не давая каких-либо преимуществ в анализе экономических взаимосвязей. Так, если объектом оптимизации является многоступенчатая технологическая схема очистной станции, комплекс сооружений биологической очистки (аэротенки, вторичные отстойники, иловая насосная, воздуходувная) следует рассматривать

как аппаратурно-процессную единицу. В свою очередь, чрезмерное сокращение числа переменных излишне укрупняет модель процесса, и при последующих расчетах по ней получается неадекватное отражение действительности.

Математическое описание объекта экономико-математического моделирования в первом приближении может быть представлено в виде эмпирических зависимостей. Более адекватно моделируемому процессу математическое описание, основанное на физико-химических закономерностях.

Выбор критерия оптимизации — один из наиболее важных этапов моделирования и оптимизации проектируемых процессов. Для количественной оценки оптимизируемого качества объекта моделирования можно использовать различные технико-экономические показатели: расход сточных вод, себестоимость очистки, удельные капитальные затраты, качество и т. д.

Для технологии очистки сточных вод эти показатели находятся в сложной взаимосвязи, что практически исключает возможность одновременного достижения оптимальных значений по каждому из них. В связи с этим наиболее приемлемым критерием оптимальности здесь является показатель приведенных затрат. Минимизация величины $П$ обеспечивает осуществление процесса с наименьшими суммарными затратами. Такое упрощение возможно, если проектирование ведется на заданный расход ($Q_i = \text{const}$) и на требуемый заданный эффект ($Э_i = \text{const}$).

Вследствие разнообразия и разнохарактерности процессов, сооружений и оборудования, применяемых в технологии очистки сточных вод, невозможно использовать единый математический метод для определения сочетания параметров, обеспечивающих экстремальное значение выбранного критерия оптимальности.

Классический метод поиска экстремального значения функции многих переменных, заключающийся в составлении и решении системы уравнений, которые получаются в результате определения частных производных функций по каждому из неизвестных переменных и приравнивания их к нулю, применим только при оптимизации очень простых экономико-математических моделей. Применение этого метода к оптимизации N-стадийной последовательности с M независимыми переменными на каждой стадии мало эффективно, а иногда и невозможно, тем более когда требуется одновременный учет NM переменных, большинство из которых взаимосвязаны. Это привело к созданию за последние годы различных способов решения подобных задач, отличающихся по критериям оценки оптимальности и методам [3, 4].

При расчете оптимальных параметров могут быть применены принципы линейного, нелинейного, геометрического и динамического программирования. Эти методы в равной мере применимы для оптимизации проектируемых объектов [25, 36]. Для конкретной задачи наиболее хорошие результаты дает метод динамического программирования.

ПРИМЕНЕНИЕ МЕТОДА ДИНАМИЧЕСКОГО ПРОГРАММИРОВАНИЯ ДЛЯ ОПТИМИЗАЦИИ ПРОЕКТИРУЕМЫХ ОЧИСТНЫХ СООРУЖЕНИЙ КАНАЛИЗАЦИИ

Метод динамического программирования применяется для многостадийных процессов, характеризуемых последовательностью решений, когда состояние системы зависит только от предыдущего шага и не зависит от ранее сделанных шагов. В таких случаях используется принцип оптимальности, формулируемый в следующем виде: оптимальная стратегия обладает таким свойством, что каково бы ни было начальное состояние и начальное решение, последующие решения должны приниматься исходя из оптимальной стратегии относительно состояния, получаемого в результате первого решения.

Основная идея динамического программирования заключается в том, что если какой-либо поток изменяется на каждой стадии процесса, то если на последней стадии режим работы (независимо от режима работы на всех стадиях) не будет оптимальным по отношению к поступающему на нее потоку, не будет оптимальным и режим всего многостадийного процесса в целом.

Применение метода динамического программирования состоит в определении такого режима работы стадии, который минимизирует приведенные затраты на этой и всех последующих стадиях для любых возможных состояний поступающего на него потока. Обычно рассмотрение начинается с последней стадии процесса. Оптимальный режим всего процесса определяется постадийно.

Таким образом, метод динамического программирования предполагает разбивку анализируемого процесса на стадии или ступени. В любом случае стадия или ступень — это математическая абстракция, применяемая для представления в дискретном виде непрерывной переменной. Состояние системы характеризуется совокупностью переменных, описывающих систему на любой стадии процесса.

Рассмотрим применение метода динамического программирования для оптимизации простой последовательности N блоков или линейного участка $(1, N)$. Эта задача является основной, поскольку оптимизация более сложных схем основывается на ее решении.

Уравнения, описывающие работу каждого блока, имеют вид

$$x_i^{(k)} = f_i[x_i^{(k-1)}, \ldots, x_n^{(k-1)}, \ldots, u_1^{(k)}, \ldots, u_r^{(k)}]. \qquad (152)$$

Входные переменные $x_i^{(0)}$ будем считать заданными

$$x_i^0 = x_{i0}, \qquad (153)$$

а выходные — свободными. Уравнения $u_i^{(k)}$ в каждом блоке должны удовлетворять ограничениям, образующим в пространстве переменных $u_i^{(k)}$ допустимую область D_k. Требуется также минимизировать следующий критерий

$$Q_0 = \sum_{k=1}^{N} \varphi_k(u_1^{(k)}, \ldots, u_r^{(k)}) + \Phi(x_1^{(N)}, \ldots, x_n^{(N)}). \qquad (154)$$

Принцип оптимальности, на котором основывается динамическое программирование, может быть сформулирован в данном случае следующим образом: оптимальный режим последовательности блоков $k+1,\ldots, N (k=0,\ldots, N-1)$ обладает тем свойством, что каковы бы ни были входные переменные $x_i^{(k)} (i=1,\ldots,n)$ и управления $u_j^{k+1} (j=1,\ldots r)$ для $(k+1)$-го блока управления на всех последующих блоках $k+2,\ldots, N$ должны быть оптимальны относительно выходных переменных $x_i^{(k+1)} (i=1,\ldots, n)$ для $(k+1)$-го блока, которые получаются в результате принятого управления на $(k+1)$-ом блоке.

Итак, имеем:

$$Q_k^*(x_1^k, \ldots, x_n^{(k)}) = \min \{\varphi_{k+1}[u_1^{(k+1)}, \ldots, n^{(k+1)}] + \\ + Q_{k+1}^*[x_1^{(k+1)}, \ldots, x_n^{(k+1)}]\}. \qquad (155)$$

В соотношении (155) предполагается, что $x_i^{k+1} (i=1, \ldots, n)$ подсчитывается при помощи уравнений (152). Можно и непосредственно подставить значения $x_i^{(k+1)}$ из формулы (152) в формулу (155):

$$Q_k^*[x_i^{(k)}, \ldots, x_n^{(k)}] = \min_{u_i^{(k+1)} \in D_{k+1}} \{\varphi_{k+1}[u_1^{(k+1)}, \ldots, u_r^{(k+1)}] + \\ + Q_{k+1}^*[f_i(x_i^{(k)}, u_j^{(k+1)}), \ldots, f_n(x_i^{(k)}, u_j^{(k+1)})]\}. \qquad (156)$$

Соотношение (156) или (155) является рекуррентным соотношением, связывающим функции Q_{k-1}^* и Q_k^*. Проводя подобные рассуждения для $k=N-1$, легко получить соотношение

$$Q_{N-1}^* = \min_{u_i^{(N)} \in D_N} \{\varphi^{(N)}[u_1^{(N)}, \ldots, u_r^{(N)}] + \\ + \Phi[f_i(x_i^{N-1}, u_j^{(N)}), \ldots, f_n(x_i^{(N-1)}, u_j^{(N)})]\}. \qquad (157)$$

При помощи соотношений (156) и (157) можно последовательно найти функции $Q_{N-1}^*, \ldots, Q_0^*$. Функция

$$Q_0^* = Q_0^*[x_1^0, \ldots, x_1^{(0)}]$$

дает оптимальное значение критерия (154) как функцию входных переменных схемы.

При проектировании процессов очистки сточных вод характеристика поступающих на обработку сточных вод и требования к качеству очищенных сточных вод являются двумя граничными условиями для системы оптимизации. Для большинства процессов обработки сточных вод математические функции, используемые для оптимизации, выражаются в величинах основных проектных параметров для каждого процесса.

Целевая функция модели оптимизации — минимальное Π

$$\overline{\Pi} = \sum_{i=1}^{N} \Pi_i(S_i, d_i); \qquad i=1, 2, \ldots, N, \qquad (158)$$

где $П$ — приведенная стоимость всех процессов обработки сточных вод; $П_i$ — приведенная стоимость i-го блока; d_i — основные проектные требования для i-го блока (обычно эффект очистки в %); S_i — качественный параметр, характеризующий поступающую в i-й блок сточную жидкость; N — общее количество процессов обработки на станции.

Межкаскадное соотношение определяется как

$$S_i = T_i(S_i,\ d_i) \text{ и } S_i = S_{i+1}, \tag{159}$$

где T_i — функция рабочей характеристики процесса обработки i-го блока.

Для последнего блока проектное требование ограничивается определенной величиной, соответствующей общим требованиям обработки сточных вод всей станцией. Если общая эффективность станции или качество очищаемой жидкости должно соответствовать определенной величине C, проектное требование последнего процесса обработки подчиняется равенству

$$d_1 = \hat{T}_1(S_1,\ C), \tag{160}$$

где $\hat{T}_1$ — функция для определения соотношения между качеством поступающих сточных вод и проектными требованиями последнего процесса обработки на данной станции.

Оптимальный результат обработки в последнем блоке равен

$$f_1(S_i,\ C) = П_1[S_1,\ \hat{T}_1(S_1C)], \tag{161}$$

а для подсистемы, включающей более чем один последний блок, оптимальный результат будет

$$f_n(S_n,\ C)\, d_2,\ d_3,\ \overset{\min}{\ldots},\ d_n \left\{ \sum_{i=2}^{N} П_i(S_i) + f_1[T_2(S_2,\ d_2)\, C] \right\}, \tag{162}$$

где $f_n(S_n, C)$ — оптимальный результат n-й подсистемы при качестве поступающей на n-ю стадию сточной жидкости S_n и качестве воды на выходе C.

Уравнение (162) при использовании уравнений (159) может быть выражено следующим образом

$$f_n(S_n,\ C) = d_2,\ d_3,\ \ldots,\ d_n[П_n(C_1,\ d_2,\ d_3,\ \ldots,\ d_n,\ S_n)]. \tag{163}$$

Рекуррентное соотношение, определяющее оптимальные проектные требования подсистемы, включающей $n + 1$ блоков, при заданных оптимальных проектных требованиях подсистемы, включающей n блоков, должно быть

$$f_{n+1}(S_{n+1},\ C) = d_{n+1}[П_{n+1}(S_{n+1},\ d_{n+1}) + f_n(T_{n+1}(S_{n+1},\ d_{n+1}),\ C)]. \tag{164}$$

Применение метода динамического программирования можно проиллюстрировать на конкретном примере для станции производительностью 25 тыс. $м^3/сут$.

Рассмотрим три альтернативных варианта станции механо-биологической очистки с доочисткой. В 1-м варианте в качестве сооружения биологической очистки используется типовой аэротенк, во 2-м — аэроакселатор $d = 20$ *м*, в 3-м — контактно-стабилизационный аэротенк с турбоаэраторами. Граничные условия примем следующие: на входе $БПК_{20}$ равно 300 *мг/л*, ВВ — 300 *мг/л*; на выходе $БПК_{20}$ равно или меньше 5 *мг/л*, ВВ — 2 *мг/л*.

Для каждой аппаратурно-процессной единицы определены зависимости приведенной стоимости обработки $П$ и гидравлической нагрузки $Q_г$ или органической нагрузки Q_L от эффекта снижения $БПК_{20}$.

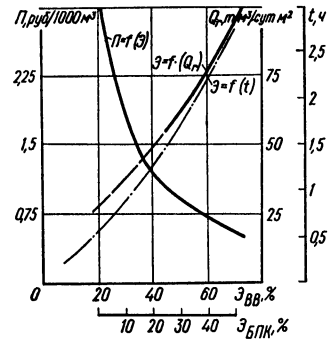


Рис. 61. График зависимости приведенной стоимости очистки сточных вод в первичных вертикальных отстойниках от эффекта очистки.

На рис. 61 представлены эти зависимости для первичных отстойников при расходе 25 тыс. $м^3/сут$, на рис. 62 — для аэротенков-смесителей, аэроакселаторов, контактно-стабилизационных аэротенков и комплекса доочистки, состоящего из песчаных и угольных фильтров.

В соответствии с технологией оптимизации первой оптимизируем подсистему третичной обработки. На основе данных, приведенных

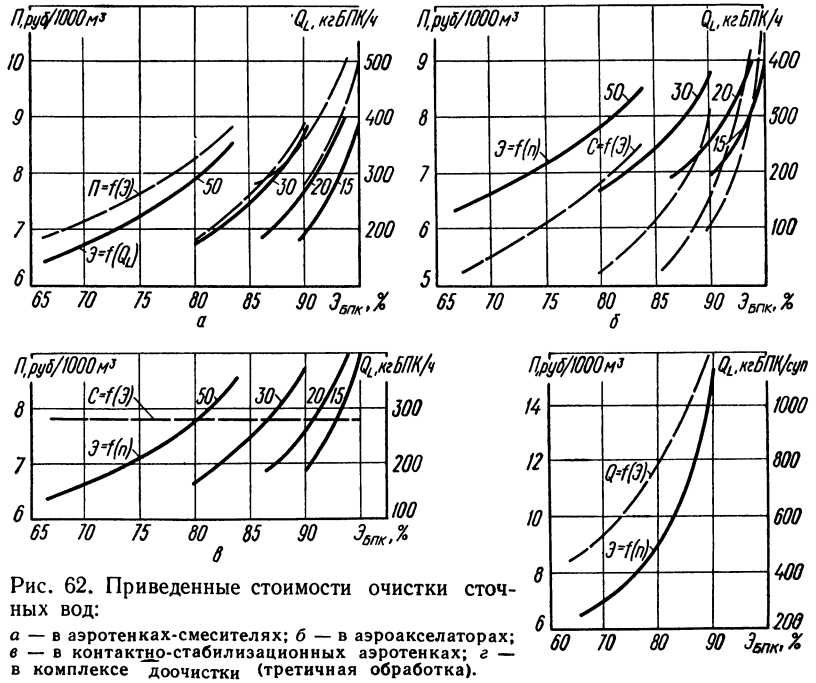


Рис. 62. Приведенные стоимости очистки сточных вод:

а — в аэротенках-смесителях; *б* — в аэроакселаторах; *в* — в контактно-стабилизационных аэротенках; *г* — в комплексе доочистки (третичная обработка).

Таблица 82. **Оптимальные проектные требования для третичной очистки**

Органическая нагрузка, кг $БПК_{20}$/сут	Эффект очистки $Э_{БПК}$, %	Приведенные затраты П, руб на 1000 м³	Органическая нагрузка, кг $БПК_{20}$/сут	Эффект очистки $Э_{БПК}$, %	Приведенные затраты П, руб на 1000 м³	Органическая нагрузка, кг $БПК_{20}$/сут	Эффект очистки $Э_{БПК}$, %	Приведенные затраты П, руб на 1000 м³
200	60	7,8	400	76	10,8	800	87	15
250	67	8,7	500	79	11,8	900	88	15,2
300	70	9,5	625	83	13,3	1000	89	15,5
375	75	10,6	700	85	13,9	1120	90	15,9

Таблица 83. **Общий эффект очистки для стадий 2 и 3 при общей величине органических загрязнений 7500 *кг/сут***

Органическая нагрузка S кг/сут	Эффект очистки для стадий 2 и 3, %	Органическая нагрузка S кг/сут	Эффект очистки для стадий 2 и 3, %	Органическая нагрузка S кг/сут	Эффект очистки для стадий 2 и 3, %	Органическая нагрузка S кг/сут	Эффект очистки для стадий 2 и 3, %
7150	96,5	7000	93,5	6750	89,5	6475	86,5
7125	95	6975	93	6675	89	6375	85
7025	94,5	6875	92	6575	87,5	625	83,5

на рис. 62, *г*, в табл. 82 обобщены оптимальные проектные требования для третичной очистки.

Нагрузка по БПК рассматривается в данном случае, как вход в блок $\hat{S}_1$, а необходимый эффект очистки является проектным требованием первой подсистемы — $БПК_{20}$ не должно превышать 5 *мг/л*.

Таблица 84. **Приведенная стоимость биохимической очистки и оптимальной**

Снижение БПК в первичных отстойниках, %	Эффективность биохимической очистки					
	94			93		
	А	АС	КСА	А	АС	КСА
10	8,75+8,5	8,75+9,5	8,75+7,85	10+7,96	10+8,96	10+7,85
15	8,65+8,5	8,65+9,5	8,65+7,85	**8,75+7,85**	8,75+8,75	**8,75+8,75**
20	8,50+8,5	8,5+9,5	8,5+7,85	**8,66+7,35**	8,65+8,75	**8,65+7,85**
30	8,50+8,1	8,5+8,96	8,5+7,85	**8,1+7,35**	8,1+8,75	**8,1+7,85**
40				**7,8+7,35**	7,8+3,75	**7,8+7,85**

Примечание Жирным шрифтом обозначен оптимальный выход — $f(S_2, C)$.

Так как исходная концентрация сточной жидкости известна, зная остаточную величину загрязнений по БПК и количество снятых при третичной очистке загрязнений, не трудно определить эффект очистки, который необходимо получить на остальных стадиях процесса очистки и параметр S_2 (табл. 83).

Для биохимической очистки принято 3 альтернативных варианта: аэротенки-смесители, аэроакселаторы и контактно-стабилизационные аэротенки. Рабочая характеристика биохимической очистки $T_2(S_2, d_2)$, определяющая соотношение между качеством поступающей жидкости S_2 и качеством выходящей S_2 для различных проектных требований, представлена на рис. 63. Для подсистемы, объединяющей биохимическую и третичную очистку, при помощи этого соотношения и данных, представленных в табл. 82 и 83, определены затраты, приведенные для различных проектных требований (табл. 84).

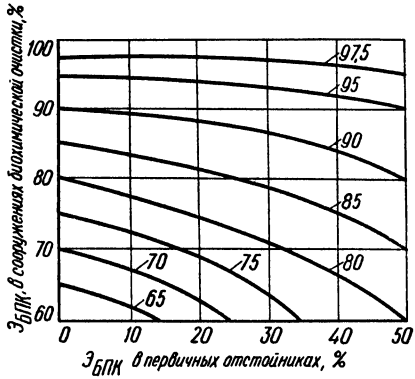


Рис. 63. Рабочая характеристика биохимической очистки.

Анализ данных, представленных в табл. 84, показывает, что получено несколько различных комбинаций, дающих минимальные затраты. Например, при 30%-ном снижении загрязнений по БПК в результате первичной обработки и 93%-ном снижении БПК в аэроакселаторах (d_3) общий эффект снижения загрязнений равен 96%; следовательно, на третичную очистку поступает 404,5 *кг/сут*,

третичной очистки, руб.

d_2, % снижения БПК					
92			90		
А	АС	КСА	А	АС	КСА
11,8+7,9	11,8+8,96	11,8+7,85	12,7+6,76	12,7+8,96	12,7+17,85
10,6+7,96	10,6+8,96	10,6+7,85	12,4+6,76	12,4+8,96	12,4+7,85
9,5+7,09	9,5+8,96	9,5+7,85	12,1+6,76	12,1+8,96	12,1+7,85
8,75+7,09	8,75+8,96	8,75+7,85	10+6,76	10+8,96	10+7,95
8,5+7,09	8,5+8,96	8,5+7,85	9,5+5,99	9,5+7,69	9,5+7,85

что соответствует оптимальной стоимости третичной очистки 8,1 руб. на 1000 $м^3$. Приведенная стоимость биохимической очистки при 93%-ном снижении БПК составляет 7,35 руб. на 1000 $м^3$. При тех же проектных требованиях стоимость очистки в аэротенках-

Таблица 85. **Оптимальная эффективность процесса и выбор d_2 для вторичной очистки**

Снижение БПК при первичной очистке, %	Оптимальная вторичная очистка		Оптимальная стоимость вторичной и третичной очистки, $f(S_2, C)$, руб/$т \cdot м^3$	Снижение БПК при первичной очистке, %	Оптимальная вторичная очистка		Оптимальная стоимость вторичной и третичной очистки, $f(S_2, C)$, руб/$т$ $м^3$
	%	сооружение			%	сооружение	
10	94	КСА	16,6	30	93	АС	15,45
15	94	АС	16,4	30	93	КСА	15,95
15	93	»	16,1	30	92	АС	15,84
15	93	КСА	16,6	40	93	»	15,5
20	94	КСА	16,35	40	93	КСА	15,65
20	93	АС	15,7	40	92	АС	15,59
20	92	»	16,59	40	90	»	15,49

смесителях составляет 8,75 руб., а в контактно-стабилизационных аэротенках — 7,85 руб. на 1000 $м^3$.

Общая стоимость вторичной очистки и оптимальная стоимость третичной очистки $w_2(S_2, d_2) + f_1(S_1 c)$ для каждого из трех вариантов соответственно составляет 15,45; 16,95 и 15,95 руб. на 1000 $м^3$.

Таблица 86. **Оптимальная стоимость станции, $f_3(S_1, C)$**

Гидравлическая нагрузка, тыс. $м^3/сут \cdot м^2$	Эффект снижения БПК, %	Общая стоимость, руб. на 1000 $м^3$	Гидравлическая нагрузка, тыс. $м^3/сут \cdot м^2$	Эффект снижения БПК, %	Общая стоимость, руб. на 1000 $м^3$
70	10	16,6 + 1,09	30	30	15,45 + 1,8
52	15	16,4 + 1,24	30	30	15,95 + 1,8
52	15	16,1 + 1,24	30	30	15,84 + 1,8
52	15	16,6 + 1,24	23	40	15,5 + 2,39
40	20	16,35 + 1,53	23	40	15,65 + 2,39
40	20	15,7 + 1,53	23	40	15,59 + 2,39
40	20	16,59 + 1,53	23	40	15,49 + 2,39

Оптимальные варианты представлены в табл. 85. Подобным же образом определены оптимальные варианты для следующей подсистемы (табл. 86).

В табл. 87 показаны оптимальные проектные требования для каждой аппаратурно-процессной единицы и соответствующие приведенные стоимости.

Сравним результаты, полученные с применением метода динамического программирования, с результатами, полученными обычным методом расчета.

При времени пребывания сточной жидкости 1,5 *ч* стоимость первичных отстойников составит 1,68 руб. на 1000 $м^3$. Стоимость биохимической очистки сточных вод по $БПК_{20}$ до 15 *мг/л* в аэроакселаторах составит 7,5 руб. на 1000 $м^3$; стоимость третичной очистки при доведении качества сточных вод на выходе до 5 *мг/л* — 8,75 руб.

Общая приведенная стоимость очистки воды в этом случае составит 1,68 + 7,5 + 8,75 = 17,93 руб.

Таблица 87. **Оптимальные параметры по стадиям процесса очистки**

Вид сооружения	Эффективность	Приведенная стоимость, руб./1000 $м^3$
Первичные отстойники	40 тыс. $м^3/сут$ на 1 $м^2$	1,53
Аэроакселаторы	93% снижения $БПК_{20}$	7,35
Третичная очистка	64% снижения $БПК_{20}$	8,35
Всего по станции 98,5% снижения $БПК_{20}$		17,23

Таким образом, приведенная стоимость очистных сооружений, рассчитанных в соответствии с требованиями СНиП II-32-74, выше приведенной стоимости очистных сооружений, рассчитанных с применением метода динамического программирования.

Годовой экономический эффект от применения этого метода соответственно равен:

$$Э = 25 \cdot 365\,(17{,}93 - 17{,}23) = 6{,}40 \text{ тыс. руб.}$$

Кроме экономии, полученной от применения нового метода расчета, обоснованно выполнили выбор оптимального варианта технологической схемы.

ЛИТЕРАТУРА

1. Авалиани Л. Н., Давиденко А. И., Ершов А. В., Кигель М. Е. Новые конструкции малых очистных сооружений канализации, разработанные НИКТИ ГХ. Сб. научных трудов ЦНИИЭП инженерного оборудования «Перспективы развития инженерного оборудования сельских населенных мест». М., 1974.

2. Абрамович І. О. Універсальна схема аеротенка. «Міське господарство України», 1964, № 4.

3. Батунер Л. М., Позин М. Е. Математические методы в химической технике. «Химия», 1968.

4. Белмаш Р., Дрейфус С. Прикладные задачи динамического программирования. М., «Наука», 1965.

5. Бондарев А. А., Жуков А. И., Скирдов И. В. Исследование процесса гравитационного разделения концентрированных иловых смесей. Труды ВНИИводгео. «Очистка производственных сточных вод». № 5, М., «Стройиздат», 1973.

6. Баярников А. И., Кафаров В. А. Методы оптимизации в химической технологии. М., «Химия», 1969.

7. Воронов Ю. В. К вопросу определения окислительной мощности биофильтров. Сб. трудов МИСИ «Исследования по очистке сточных вод», № 87, М., 1971.

8. Гончарук Е. И. и др. Малогабаритные очистные сооружения канализации. Киев, «Будівельник», 1974.

9. Гюнтер Л. И. и др. Применение биохимических характеристик активного ила для контроля и анализа работы аэротенков. Сб. «Технология очистки сточных вод г. Москвы». М., Стройиздат, 1973.
10. Єршов А. В., Бондаренко Д. Д., Астахов Л. О. Переваги відстійників з периферійним впуском. «Міське господарство України», 1973, № 1.
11. Жуков Д. Д., Журов В. Н., Рахмонов Н. О. О применении механических поверхностных аэраторов дискового типа в аэротенках. Сб. трудов МИСИ «Исследования по очистке сточных вод», № 87, М., 1971.
12. Жуков А. И. и др. Канализация промышленных предприятий. М., Стройиздат, 1969.
13. Ибад-Заде Ю. А., Нуриев И. Г. Расчет отстойников. М., Стройиздат, 1972.
14. Калицун В. И. Определение показателя осаждаемости взвеси.— «Водоснабжение и санитарная техника», 1968, № 4.
15. Карелин Я. А., Репин Б. Н., Жуков Д. Д. Технологическая оптимизация высоконагружаемых аэротенков — задача и перспективы. Сб. трудов МИСИ «Исследования по очистке сточных вод», № 87, М., 1971.
16. Карелин Я. А., Жуков Д. Д., Репин Б. Н. Аналитические методы расчета высоконагружаемых аэротенков. «Известия высших учебных заведений. Строительство и архитектура». М., 1971, № 5.
17. Карпухин Р. И., Карпухина В. Ф. Применение барабанных вакуум-фильтров для обезвоживания избыточного активного ила. Обзор ГосИНТИ. № 5/10—72. М., 1973.
18. Кігель М. Ю. Класифікація основних методів біохімічної очистки міських стічних вод. Зб. «Наука і техніка в міському господарстві», вип. XXVI. Київ, «Будівельник», 1974.
19. Кигель М., Свердликов А. Контактно-стабилизационные аэротенки.— «Жилищное и коммунальное хозяйство», 1972, № 9.
20. Колобанов С. К. Нова техніка очистки стічних вод. Киев, «Будівельник», 1971.
21. Колобанов С. К. и др. Высокопроизводительные аэротенки для полной биологической очистки сточных вод. Обзор ГосИНТИ № 3/27—73. М., 1973.
22. Левеншпиль О. Инженерное оформление химических процессов. М., «Химия», 1969.
23. Методические положения по расчету сравнительной экономической эффективности методов очистки промышленных сточных вод. ВНИИводгео. М., 1973.
24. Орловский З. А., Альтовский Г. С., Монгайт Л. И. Передовые методы механического обезвоживания и термической обработки осадков сточных вод. Сб. ВНИИводгео «Очистка производственных сточных вод», № 5. М., Стройиздат, 1973.
25. Островский Г. М., Волин Ю. М. Методы оптимизации сложных химико-технологических схем. М., «Химия», 1970.
26. Понтрягин Л. С. и др. Математическая теория оптимальных процессов. М., Физматиздат, 1972.
27. Рекомендации по проектированию механических и пневматических аэраторов при очистке сточных вод. М., ВНИИводгео, 1974.
28. Соколин Д. Д. Канализационные очистные сооружения крупных городов. Обзор ГосИНТИ № 3/30—73. М., 1973.
29. Соминский В. С. Экономика типовых процессов химической технологии. М., «Химия», 1970.
30. Таварткиладзе И. М. Биофильтры с блочной загрузкой. Киев, «Будівельник», 1973.
31. Технические условия на проектирование и эксплуатацию установок по механическому обезвоживанию на барабанных вакуум-фильтрах осадка первичных отстойников и избыточного активного ила очистных сооружений городских канализаций. ОНТИ АКХ им. К. Д. Памфилова. М., 1975.
32. Технические указания по проектированию сооружений для центрифугирования осадков сточных вод и обработки фугата. ОНТИ АКХ им. К. Д. Памфилова. М., 1975.

33. Туровский И. С. Обработка осадков сточных вод. М., Стройиздат, 1975.
34. Туровский И. С., Агранович Р. Я. Центрифугирование осадков сточных вод и схемы обработки фугата. Обзор ГосИНТИ № 6/90—70. М., 1970.
35. Укрупненные нормы расхода воды и количества сточных вод на единицу продукции для различных отраслей промышленности. М., Стройиздат, 1973.
36. Хедли Дж. Нелинейное и динамическое программирование. М., «Мир», 1967.
37. Шорин В. Г. Экономико-математические методы и модели планировки и управления. М., «Знание», 1973.
38. Яковлев С. В. Искусственные биологические окислители и методы их расчета. М., Госстройиздат, 1959.
39. Яковлев С. В., Калицун В. И. Механическая очистка сточных вод. М., Стройиздат, 1972.
40. Яковлев С. В., Репин Б. Н., Меликова О. Я. Аэротенк-смеситель с нелинейно рассредоточенным впуском сточных вод — новое сооружение для средних и крупных очистных станций. Сб. докладов на II Украинском семинаре «Прогрессивные решения в области очистки сточных вод». Харьков, 1972.
41. Яковлев С. В., Карелин Я. А., Жуков А. И., Колобанов С. К. Канализация. М., Стройиздат, 1976.
42. Blitz E., Rabinovici J. Metode noi de dimensionare pe baze experimentelor cu aeratoare cu rotor pentru epurarea biologică a apelor uzate. Hidrotehnica, 1972, 17, № 3, 129—135.
43. Camp T. R. Sedimentation and the design of settling tanks. American Society of Civil Engrs., 1943, 13.
44. Cywiński B., Gduła S., Kempa E., Kurbiel J., Płoszański H. Oczyszczanie ścieków miejskich (podstawy technologiczne i zasady projektowania oczyszczalni). Arkady, Warszawa, 1972.
45. Eckenfelder W. W., Gloyna E. F. Nowe aspekty projektowania biologicznego oczyszczania ścieków. Gas, woda i technika sanitarna, 1966, № 3, 89—93, № 4, 120—126.
46. Ericksson J. E., Fan J. T. Optimization of hydraulic regime of activated sludge system. Journal Water Poll. Control Fed., 1965, 40, 345.
47. Ingersoll A. C., Brooks N. H. Fundamental concepts of rectangular settling tanks. Proc. Amer. Soc. Civil Engrs., 1955, 81, № 590, 1—28.
48. Kalbskopf K. H. Discussion of the design parameter for secondary sedimentation tanks. Water Research, 1972, 6, 429—431.
49. Kynch G. J. A theory of sedimentation. Transactions Faraday Society, 1952, v. 48.
50. Lindner W. Ergebnisse von Versuchen mit einer zweistufigen Belebungsanlage. Städtehygiene, 1958, № 4.
51. Mc Beathe B. C., Eliassen R. Optimization of sewage treatment plant costs. Dept. of Civil Eng., Stanford University, Calif., 1965, 36.
52. Mc Beathe B. C., Eliassen R. Sensitivity analysis of activated sludge economics. Journal San. Eng. Div., Proc. Amer. Soc. Civil Engr., 1966, 92, SA2, 147.
53. Müller-Neuhaus G. Belebungsverfahren. Österreichische Wasserwirtschaft, 1961, 13, № 25.
54. Pöpel J. Ein einfaches Verfahren zur Auswertung von OC-Versuchen. Das Gas-und Wasserfach, 1968, 109, № 12, 307—311.
55. Randolf R. Kanalisation und Abwasserbehandlung. VEB Verlag fur Bauwesen, Berlin, 1972.
56. Rink R. Mechaniczny sklad skraten kanalizacyjnych. Gas, Woda, Techn. Sanit., 1966, 40, 10.
57. Spohr G., Eckenfelder W. W., Brenner T. Kontaktstabilisierungsprozess der Abwasserreinigung mit Turbinenbelüfter. Permaerator. G. J., 1962, 83, 225.
58. Stalzer W., Emde W. Tanks with turbulent flow generated by mammoth rotors. Water Research, 1972, 6, 417—421.
59. Tućek F., Chudoba J., Madera V. Unified basis for design of biological aerobic treatment processes. Water Research, 1971, 5, 647—680.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие 3

РАЗДЕЛ 1. ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ КАНАЛИЗАЦИОННЫХ ОЧИСТНЫХ СТАНЦИЙ

Исходные данные для проектирования 5
Последовательность проектирования 5
Исходные данные и их анализ 8
Расчет необходимой степени очистки сточных вод 16
Выбор и обоснование технологической схемы 22
Технико-экономическое обоснование проектируемых станций . . . 27
Определение экономического эффекта 27
Анализ капитальных вложений и эксплуатационных затрат 28
Экономическое сравнение вариантов 31

РАЗДЕЛ 2. МЕХАНИЧЕСКАЯ ОЧИСТКА

Средства для задержания и дробления крупных отбросов, содержащихся в сточных водах 36
Общая характеристика 36
Грабельные решетки 37
Решетки-дробилки 40
Средства для задержания и обработки песка и других грубых минеральных примесей 44
Осаждение песка и других грубых минеральных примесей 44
Конструктивные особенности и расчет песколовок 46
Удаление грубодисперсных примесей из сточных вод 49
Осаждение грубодисперсных примесей. Седиментационные характеристики 49
Конструкции отстойников 52
Расчет отстойников 56

РАЗДЕЛ 3. БИОХИМИЧЕСКАЯ ОЧИСТКА СТОЧНЫХ ВОД

Схемы комплексов биохимической очистки 65
Классификация технологических схем биохимической очистки 65
Схемы станций с биофильтрами 72
Схемы комплексов с аэротенками 76
Конструктивные схемы сооружений биохимической очистки 84
Расчет сооружений для биохимической очистки сточных вод 97
Биофильтры 97
Аэротенки 104
Вторичные отстойники 131
Оборудование сооружений для биохимической очистки сточных вод 137
Системы пневматической аэрации 137
Системы механической аэрации 141
Оборудование аэрационных систем 148

РАЗДЕЛ 4. ОБРАБОТКА ОСАДКОВ СТОЧНЫХ ВОД

Количество, состав и свойства осадков сточных вод 150
Технологические схемы комплексов обработки осадков 154
Технологические основы выбора схемы обработки осадков 154
Комплексы сооружений для уплотнения осадков и илов . . . 159
Сооружения анаэробной и аэробной стабилизации осадков 165
Кондиционирование осадков 173
Сооружения для обезвоживания осадков 179
Термические методы сушки осадков 196

РАЗДЕЛ 5. ОПТИМИЗАЦИЯ ПРОЕКТИРОВАНИЯ ОЧИСТНЫХ СТАНЦИЙ КАНАЛИЗАЦИИ

Очистные сооружения канализации как объект оптимизации 206
Задача и методы оптимизации 206
Основные этапы оптимизации 212
Применение метода динамического программирования для оптимизации проектируемых очистных сооружений канализации 214
Литература 221