В. С. Швыдкий, М. Г. Ладыгичев

ОЧИСТКА ГАЗОВ

Справочник

"Теплоэнергетик"
Москва, 2002

УДК 614.71:[669.504.3.054(03)]
ББК 22.365(2Рос)я2
Ш35

Рецензент: канд. техн. наук В. **Л. Гусовский**

Ш35 **Швыдкий В. С., Ладыгичев М. Г.**

Очистка газов: Справочное издание / В. С. Швыдкий, М. Г. Ладыгичев. — М.: Теплоэнергетик, 2002. — 640 с.

Приведены основные теоретические положения, объясняющие работу газоочистительной аппаратуры. Описаны аппараты газоочистки, используемые на предприятиях различного профиля Изложены сведения, необходимые для правильной организации транспортировки газов, а также выгрузки и транспортировки улавливаемых пылей. Рассмотрены различные способы выделения пылевых частиц из газовых потоков. Даны рекомендации по использованию пылеулавливающих устройств и аппаратов улавливания газовых компонентов на предприятиях различных отраслей. Рассмотрены методы контроля и автоматизации этих процессов.
Отличительной особенностью справочника является наличие в его первой части всех необходимых математических моделей, приспособленных для компьютерного проектирования соответствующей аппаратуры.
Справочник предназначен для инженерно-технических работников, занятых разработкой и эксплуатацией устройств газоочистки. Может быть полезен преподавателям и студентам вузов и техникумов соответствующей специальности.
Ил. 421. Табл. 127. Библиогр. список: 209 назв.

Работа представлена в авторской редакции.

Справочное издание

***Владимир** Серафимович Швыдкий*
***Михаил** Григорьевич Ладыгичев*

Очистка газов

Компьютерная верстка *А Г Борисова*
Корректор *Е С Павлова*

Подписано в печать 28 03 02 Формат бумаги 60×88 1/8
Бумага офсетная № 1 Печать офсетная
Усл. печ л 104 Усл кр -отт 104 Уч -изд л 99,84
Тираж 1000 экз (2-й завод 200 экз) Зак 6992

Издательство "Теплоэнергетик"
125171, Москва, Ленинградское шоссе, 18

Отпечатано с оригинал-макета в ППП "Типография "**Наука"**
121099, Москва, Шубинский пер , 6

ISBN 5-902202-02-7

ISBN 5-902202-02-7 (2-й з-д)

© **Швыдкий** В. С., Ладыгичев М Г , 2002 г
© "Теплоэнергетик", 2002 г

ОГЛАВЛЕНИЕ

Переводные коэффициенты в международную систему единиц ... 10

Основные условные обозначения ... 11

Предисловие ... 13

Введение ... 14
– Предельно допустимые концентрации вредных веществ в атмосферном воздухе ... 15
– Общие вопросы защиты воздушного бассейна предприятия ... 17
– Стандартизация в области защиты окружающей среды ... 19

Часть 1. ОСНОВЫ ТЕОРИИ ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ ОЧИСТКИ ГАЗОВ

Глава 1.
Классификация и общая характеристика аэродисперсиых систем ... 21
1.1. Классификация аэрозолей ... 21
1.2. Распределение частиц по размерам ... 23
1.2.1. Распределение частиц аэрозоля по массе фракции ... 23
1.2.2. Счетное распределение ... 25
1.2.3. Связь между дифференциальными кривыми массового и счетиого распределения ... 26
1.2.4. Формулы для описания дисперсного состава аэрозолей ... 26
1.2.5. Средние диаметры частиц аэрозоля ... 30
– Средние счетные радиусы частиц ... 30
1.3. Оценка эффективности улавливания пыли ... 34
1.4. Определение фракционного состава пыли ... 36
1.4.1. Методы определения фракционного состава без предварительного отбора проб. ... 36
1.4.2. Определение среднего размера частиц пыли по величине ее удельной поверхности ... 38
1.5. Определение запыленности газа ... 39
1.5.1. Пылезаборные трубки ... 40
– Простые пылезаборные трубки ... 40
– Трубки нулевого типа ... 40
1.5.2. Методы улавливания пыли при определении запыленности ... 41
1.5.3. Расчет запыленности газа ... 43
1.6. Определение скорости и количества газа ... 44
1.6.1 Измерение скорости газа анемометрами ... 44
1.6.2. Измерение скорости газа пневмометрическими трубками ... 44
1.6.3. Измерение количества газа дроссельными приборами ... 46

Глава 2.
Физические условия образования аэрозолей ... 49
2.1 Физическая и химическая конденсация пара ... 49
2.2. Конденсация пара на ядрах конденсации ... 52
2.3. Гомогенная (спонтанная) конденсация пара ... 56
2.4. Ионы как ядра конденсации. Растворимые ядра. ... 59
2.5. Кинетика испарения и роста капель ... 63

Глава 3
Физические и физико-механические свойства аэрозолей ... 70
3 1 Сопротивление среды движению частиц ... 70
3.2. Молекулярно-кинетические свойства аэродисперсных систем ... 73
3.3. Электризация аэрозолей ... 77
3.3.1. Зарядка частиц в электрическом поле ... 80
3.3.2. Диффузионная зарядка ... 84

Глава 4.
Кинетика частиц (прямолинейное движение) ... 87
4.1. Движение частицы аэрозоля под действием силы тяжести в иеподвижиой среде ... 87

4 1 1 Движение в неподвижной среде при больших числах Рейнольдса 90
4 2 Движение частиц в потоке газа 92
4 3 Движение аэрозольной частицы переменной массы 93
4 4 Взаимодействие частицы аэрозоля в потоке с другими телами 98
4 4 1 Инерционное осаждение частиц аэрозоля на телах простой формы 100

Глава 5
Кинетика частиц (криволинейное движение) ... 104
5 1 Импакция частиц 104
5 2 Характеристики импакторов 106
5 3 Центрифугирование частиц 107
5 4 Циклоны 109
5 4 1 Анализ закономерностей движения частицы в циклоне 112
5 5 Основы теории аспирации (отбора) частиц 117

Глава 6
Коагуляция аэрозолей ... 120
6 1 Тепловая коагуляция 120
– Обобщение теории Смолуховского 124
6 1 1 Коагуляция частиц двух различных размеров 124
6 1 2 Приближенное описание коагуляции полидисперсных аэрозолей 125
6 1 3 Основы теории медленной коагуляции 126
6 2 Градиентная коагуляция 128
6 3 Кинематическая коагуляция 130
6 3 1 Механизм зацепления 130
6 3 2 Диффузионное осаждение 131
6 4 Условия удержания частиц аэрозоля на поверхностях 137
6 5 Турбулентная коагуляция 139
6 6 Акустическая коагуляция 140
6 6 1 Гидродинамические силы притяжения и отталкивания 145
6 6 2 Радиационное давление в акустическом поле 146
6 7 Электрическая коагуляция 152
6 7 1 Движение аэрозольных частиц в электростатическом поле 152
6 7 2 Тепловая коагуляция электрически заряженных частиц и рассеивание аэрозолей 153
6 7 3 Влияние биполярной зарядки 156
6 8 Основы теории очистки газов в электрофильтрах 158
6 8 1 Напряженность электрического поля в межэлектродном пространстве 158
6 9 Термофорез (использование температурного градиента для осаждения взвешенных частиц) 167
6 9 1 Термофоретические силы 167
6 9 2 Скорость термофореза 168
6 10 Общая форма дифференциального уравнения изменения дисперсного состава аэрозоля 170

Глава 7
Оптические свойства аэрозолей ... 174
7 1 Ослабление (экстинция) света — закон Бугера 175
7 2 Расчет коэффициентов эффективности 178
7 3 Индикатриса рассеяния 182
7 4 Практическое применение теории Ми 190
7 4 1 Спектры Тиндаля высшего порядка 190
7 4 2 Использование диаграммы рассеяния вперед 191
7 4 3 Измерение рассеяния единичной частицей 191

Глава 8
Очистка газовых потоков от примесей методом адсорбции ... 193
8 1 Адсорбционное равновесие в системе газ (пар) – микропористый адсорбент 194
8 1 1 Адсорбционное равновесие на активных углях 199
8 1 2 Адсорбционное равновесие на цеолитах 199
8 2 Методы расчета адсорбционных процессов 200
8 2 1 Расчет процесса адсорбции в неподвижном слое адсорбента 201
8 2 2 Расчет процесса адсорбции в движущемся слое 212
8 2 3 Взвешенный слой адсорбента 215
8 2 4 Адсорбция с использованием микросферических адсорбентов в условиях пневмотранспорта 218
8 3 Методы интенсификации адсорбционных процессов 220

8 4 Регенерация адсорбентов 224
8 4 1 Десорбция 224
8 4 2 Высокотемпературная реактивация адсорбентов 230
8 4 3 Экстракционный метод реактивации адсорбентов 232

Глава 9
Очистка газовых потоков от примесей методом абсорбции ... 235
9 1 Промышленные абсорбенты О статике абсорбционных процессов 235
9 2 Элементы кинетики абсорбционных процессов 240
9 3 Регенерация абсорбентов 245
9 4 Методы расчета абсорбционных процессов 246
9 4 1 Построение кривых концентрации для противотока и прямотока 247
9 4 2 Расчет многоступенчатого противоточного каскада 249
9 4 3 Абсорбер с псевдоожиженным слоем шаровой насадки 254
9 4 4 Абсорбер с псевдоожнженной кольцевой насадкой 261

Глава 10
Ионообменная очистка газовых потоков ... 265
10 1 Иониты Физическая сущность процесса 265
10 1 1 Поглощение аммиака 266
10 1 2 Поглощение диоксида углерода 267
10 1 3 Поглощение диоксида серы 269
10 2 Методы интенсификации очистки газовых потоков ионитами 271
10 2 1 Применение ионитов различных форм 271
10 2 2 Смешанные иониты 272
10 2 3 Волокнистые углеродистые иониты 272
10 3 Регенерация ионитов 273
10 4 Расчет промышленых ионообменных аппаратов 274

Глава 11
Диффузия аэрозолей в атмосфере ... 276
11 1 Турбулентная диффузия и атмосферная турбулентность 277
11 1 1 Параметры и критерии, определяющие концентрацию аэрозоля в приземном слое воздуха 277
11 1 2 Подъем дымового факела над устьем трубы 281
11 1 3 Основные теории и методы атмосферной диффузии 284
11 2 Зависимость концентрации примесей от времени осреднеиия 287
11 3 Методы расчета концентрации примеси Максимальные приземные концеитрации 292
11 3 1 Наземный источник 296
11 3 2 Возвышенный источник 297
11 3 3 Осаждение аэрозолей из атмосферы 299
11 3 4 Выпадение пыли, выбрасываемой дымовыми трубами 300
11 3 5 Вымывание пыли дождем 303
11 4 Методики расчета рассеивания вредных выбросов и выбор дымовой трубы 304

Часть 2. ГАЗООЧИСТНЫЕ АППАРАТЫ

Глава 12
Сухие механические пылеуловители ... 310
12 1 Пылеосадительные камеры 310
12 2 Инерционные пылеуловители 315
12 3 Циклоны 319
12 3 1 Типы циклонов и основные правила их эксплуатации 321
12 3 2 Циклоны типа ЦН-15 322
12 3 3 Циклоны типа ЦН-15 во взрывобезопасном исполнении 325
12 3 4 Групповые циклоны 326
12 3 5 Конические циклоны конструкции НИИОгаза 328
12 3 6 Конические циклоны типа СКЦН-34 328
12 3 7 Циклоны СИОТ 331
12 3 8 Определение гидравлического сопротивления и размеров циклона 333
12 3 9 Расчет производительности циклонов 335
12 3 10 Расчет эффективности циклонов 336
12 3 11 Батарейные циклоны 343
12 3 12 Батарейные циклоны БЦ-2 345

12 3 13 Батарейные циклоны ПБЦ 347
12 3 14 Батарейные циклоны ЦБ-254Р 349
12 3 15 Батарейные циклоны ЦБР-150У 350
12 3 16 Расчет батарейных циклонов 352
12 4 Вихревые пылеуловители 354
12 5 Ротационные пылеуловители 356

Глава 13
Аппараты мокрой очистки газов ... 358
13 1 Полые форсуночные скрубберы 359
13 1 1 Входные характеристики полых форсуночных скрубберов 363
– Механические форсунки 363
– Плоскофакельная форсунка 365
– Пневматические форсунки 367
13 1 2 Типовые параметры полых скрубберов 368
13 1 3 Тепло- и массообмен в слое 370
13 1 4 Расчет эффективности мокрых пылеуловителей 373
– Энергетический метод расчета мокрых пылеуловителей 373
13 1 5 Гидравлическое сопротивление мокрых пылеуловителей 377
13 2 Скрубберы Вентури 380
13 2 1 Устройство и работа 380
– Дробление жидкости и захват пыли каплями в трубе Вентури 381
– Теоретические основы улавливания пыли в скруббере Вентури 382
– Теплообмен в трубе Вентури 385
– Организация орошения труб Вентури 386
– Различные типы скрубберов Вентури 387
– Расчет скрубберов Вентури 391
13 2 2 Унифицированные типоразмеры скрубберов Вентури 394
13 2 3 Брызгоунос и сепарация капель 398
– Гравитационные каплеуловители 398
– Инерционные каплеуловители 398
– Центробежные каплеуловители 400
13 3 Насадочные газопромыватели 402
13 3 1 Улавливание пыли в насадочных скрубберах 404
13 4 Тарельчатые газоочистные аппараты 406
13 5 Скрубберы с подвижной насадкой 410
13 5 1 Конические скрубберы с подвижной шаровой насадкой 412
13 5 2 Скрубберы с колеблющейся насадкой 413
13 6 Мокрые аппараты ударно-инерционного действия 414
13 6 1 Пылеуловитель типа ПВМ 414
13 6 2 Саморегулирующийся газопромыватель 415
13 6 3 Гидродинамический пылеуловитель типа ПВ-2 416
13 6 4 Скруббер Дойля 416
13 7 Мокрые аппараты центробежного действия 417
13 7 1 Циклон с водяной пленкой (ЦВП) 419
13 7 2 Скоростной промыватель СИОТ 420
13 7 3 Центробежный скруббер с тангенциальным подводом газов 421
13 7 4 Аппарат ЦПА 422
13 7 5 Ротоклон типа "R" 423
13 7 6 Центробежный скруббер батарейного типа СЦИБ-20 423
13 8 Мокрые пылеуловители с внутренней циркуляцией жидкости 424
13 8 1 Конструкции мокрых пылеуловителей с внутренней циркуляцией жидкости и их классификация 424
13 8 2 Организация гидродинамического взаимодействия фаз 428
13 8 3 Гидравлическое сопротивление и гидродинамический КПД 431
13 8 4 Механизм улавливания пыли 434
13 8 5 Перспективные конструкции МП ВЦЖ 438
13 9 Водное хозяйство мокрых газоочисток 441

Глава 14
Очистка газов фильтрованием ... 444
14 1 Характеристики пористой перегородки 445
14 2 Определение эффективности и гидравлического сопротивления пористого фильтра 446
14 3 Фильтры тонкой очистки 449

14 4 Воздушные фильтры 451
14 4 1 Воздушные фильтры III класса 451
– Ячейковые (кассетные) сеточные фильтры 451
– Масляные самоочищающиеся фильтры 452
– Рулонные (катушечные) автоматические фильтры 453
14 4 2 Воздушные фильтры II класса 454
14 4 3 Воздушные фильтры I класса 454
14 5 Промышленные фильтры 454
14 5 1 Общие сведения 454
14 5 2 Фильтровальные материалы 456
– Шерстяные и смешанные ткани 457
– Ткани из синтетических волокон 457
– Нитроновые ткани 457
– Лавсановые ткани 457
– Оксалоновые ткани повышенной термостойкости 457
– Стеклянные ткани 459
– Нетканые материалы 460
14 6 Конструкции промышленных фильтров 460
14 6 1 Классификация промышленных фильтров по их конструктивным признакам 460
– Классификация по типу фильтрующих элементов 460
– Классификация по системе регенерации Фильтры с посекционной и поэлементной системой регенерации 461
– Классификация по типу устройств регенерации 462
14 6 2 Основные типы фильтров 463
– Фильтры с посекционной регенерацией 463
– Фильтры с поэлементной регенерацией 465
14 6 3 Фильтрующие элементы 468
– Бескаркасные рукава 468
– Жесткокаркасные цилиндрические фильтрующие элементы 470
– Жесткокаркасные нецилиндрические фильтрующие элементы 470
14 6 4 Элементы продувочных систем 471
– Запорные клапаны 471
– Устройства импульсной продувки 472
– Устройства струйной продувки 472
14 6 5 Механические устройства регенерации 473
– Механизмы вертикального встряхивания 473
– Механизмы качания рукавов 476
– Механизмы вращения рукавов 476
– Вибрационные механизмы 476
14 7 Серийно выпускаемые промышленные рукавные фильтры и их характеристики 477
14 7 1 Рукавные фильтры типа ФРКИ 477
14 7 2 Рукавные фильтры типа ФРКДИ 478
14 7 3 Рукавные фильтры типа ФРО 479
14 7 4 Рукавные фильтры типа УРФМ 480
14 7 5 Фильтры типа СМЦ 481
14 7 6 Рукавный фильтр РФСП-1580 481
4 8 Зернистые фильтры 482
14 8 1 Слоевые насыпные зернистые фильтры 482
14 8 2 Зернистые жесткие фильтры 482
– Металлокерамические фильтры 483
– Керамические фильтры 483
14 9 Волокнистые фильтры капле- и туманоуловители 484
14 9 1 Низкоскоростные мокрые волокнистые фильтры 484
14 9 2 Высокоскоростные мокрые волокнистые фильтры 485
14 9 3 Двухступенчатые мокрые волокнистые фильтры 486
14 9 4 Сеточные брызгоуловители 486
14 10 Расчет тканевых (рукавных) фильтров 486
14 10 1 Расчет фильтров по скорости фильтрации $\overline{\omega}_{ф}$, выбранной по опытным эксплуатационным данным 487
14 10 2 Расчет скорости фильтрации по гидравлическому сопротивлению 487

Глава 15
Электрофильтры 491

15 1 Классификация и конструкции электрофильтров 491
15 1 1 Элементы конструкций электрофильтров 491
15 1 2 Однозонные унифицированные сухие электрофильтры 494
– Электрофильтры серии УГ 495
– Электрофильтры серии ЭГА 496
– Электрофильтр серии ЭГТ 499
– Электрофильтры серии УВ 500
– Электрофильтры УВВ (ЭВВ) 501
15 1 3 Мокрые трубчатые однозонные электрофнльтры типа ДМ 502
– Электрофильтры серий С и ПГ 503
15 1 4 Двухзонные электрофильтры 504
15 2 Электрическое оборудование электрофильтров 505
15 2 1 Способы повышения напряжения и выпрямления тока 505
15 2 2 Методы регулирования напряжения на электродах 507
15 2 3 Агрегаты питания электрофильтров 508
– Агрегаты питания типа АФАСи АРС 509
– Агрегаты питания типа АИФ 509
– Агрегаты питания типа АУФ 509
– Агрегаты питания серии АТФ Прибор регулирования ПРТ 509
– Агрегаты питания серии АТПОМ 513
– Прибор регулирования ПВП 515
– Прибор дистанционного управления ПДУ 518
– Выбор агрегатов питания 518
15 2 4 Высоковольтный кабель для электрофильтров 519
15 3 Преобразовательные подстанции 520
15 4 Эксплуатация электрофильтров 521
15 4 1 Влияние различных факторов на работу электрофильтра 521
15 4 2 Электрические режимы питания электрофильтров 522
15 4 3 Эксплуатация электрофильтров 524
15 4 4 Выбор и расчет эффективности электрофильтров 525

Глава 16
Адсорбенты для улавливания газообразных примесей ... 527
16 1 Промышленные адсорбенты Особенности структуры и адсорбционной способности 527
16 2 Адсорбционные аппараты 534

Глава 17
Абсорберы и ионообменные аппараты ... 544
17 1 Интенсификация и аппаратурное оформление абсорбционных процессов 545
17 1 1 Поверхностные абсорберы 545
17 1 2 Барботажные абсорберы 550
17 1 3 Распыливающие абсорберы 554
17 1 4 Абсорберы с секционированными тарелками 557
17 1 5 Сепараторы 559
17 2 Современное аппаратурное оформление процессов ионообменной очистки 561

Глава 18
Охлаждение газов перед очисткой ... 563
18 1 Охлаждение газов подмешиванием атмосферного воздуха 563
18 2 Охлаждение газов в поверхностных теплообменниках 564
18 3 Охлаждение газов при непосредственном контакте с водой 566

Глава 19
Газоотводящие тракты ... 568
19 1 Компенсаторы газоходов 568
19 2 Предохранительные клапаны 571
19 3 Газопереключающие и регулирующие устройства на газоходах 576
19 4 Вентиляторы и дымососы 579
19 4 1 Основы аэродинамического расчета газоотводящего тракта 579
19 4 2 Выбор вентиляторов, дымососов и электродвигателей 581
19 4 3 Основные технические параметры вентиляторов и дымососов, используемых в системах пылеулавливания 582

Глава 20
Выгрузка и транспортировка уловленной пыли 591
20 1 Устройство для сухой выгрузки пыли 591
20 1 1 Устройства для непрерывной выгрузки пыли 591
20 1 2 Устройства для периодической выгрузки пыли 594
20 2 Устройства для мокрой выгрузки пыли 595
20 3 Транспортировка пыли 596
20 3 1 Сухая механическая транспортировка 596
– Винтовые конвейеры 596
– Цепные транспортеры 597
– Загрузочная установка 598
20 3 2 Пневматический транспорт 599
– Высоконапорная система пылетранспорта 600
– Низконапорная система пылетранспорта 604
– Вакуумная система пылетранспорта 605
– Вакуум-насосы, воздуходувки и компрессоры для пневматического транспорта 607
– Комбинированные системы пылетранспорта 607
– Аэрожелобы 607
– Смешанный пылетранспорт 609
– Трубопроводы для пневматического транспорта 609
– Устройства для выделения пыли из транспортирующего ее воздуха
Накопительные бункеры и донные выгружатели 613
20 3 3 Массовая и объемная концентрация пыли в системах пневмотранспорта 615
20 3 4 Скорость транспортирующего воздуха в трубопроводах пневматического транспорта 616

Глава 21
Контроль и автоматизация пылеулавливающих установок 617
21 1 Основные контролируемые параметры 617
21 2 Автоматические приборы для определения запыленности газов косвенными методами 618
21 3 Некоторые автоматизируемые процессы установок пылеулавливания 618
21 3 1 Температурный режим 618
21 3 2 Манометрический режим 618
21 3 3 Отряхивание электродов 619
21 3 4 Распределение газов 619
21 4 Некоторые серийно выпускаемые регистрирующие, сигнальные и регулирующие приборы 619
21 4 1 Измерение температуры 619
21 4 2 Измерение статических напоров и разности напоров 622
21 4 3 Прибор регулирования нагрева изоляторов электрофильтров 624
21 4 4 Прибор автоматического управления механизмами встряхивания и вибрации (типа ПВВ) 624
21 4 5 Программное устройство управления регенерацией рукавных фильтров ПУРФ-1М
для рукавных фильтров типа ФРКИ и ФРКДИ 625
21 4 6 Анализ газов 626
21 4 7 Индикаторы уровня 627

Приложение 1.
Давление водяных паров и влагосодержание газов при насыщении и давлении смеси 0,101 МПа 629

Приложение 2.
Основные физические свойства газов 629

Приложение 3.
Формулы для пересчета основных характеристик газов применительно к различным условиям 630

Приложение 4.
Технические характеристики вентиляторов и дымососов 632

Приложение 5.
Примеры расчета циклона и рукавного фильтра 633

Библиографический список 637

ПЕРЕВОДНЫЕ КОЭФФИЦИЕНТЫ В МЕЖДУНАРОДНУЮ СИСТЕМУ ЕДИНИЦ (СИ)

Количество теплоты	1 ккал = 4,1868 кДж
Тепловая мощность, теплопроизводительность	1 ккал/ч = 1,163 Вт
Энтальпия (теплосодержание), удельный расход тепла	1 ккал/м^3 *или* ккал/кг = = 4,1868 кДж/м^3 *или* кДж/кг
Плотность теплового потока, удельный тепловой поток	1 ккал/(м^2·ч) = 1,163Вт/м^2
Теплоемкость	1 ккал/(м^2·°С) *или* ккал/(кг·°С) = = 4,1868 кДж/(м^2·К) *или* кДж/(кг·К)
Теплопроводность, коэффициент теплопроводности	1 ккал/(ч·м·°С) = 1,163Вт/(м·К)
Коэффициент теплопередачи (теплоотдачи)	1 ккал/(ч·м^2·°С) = 1,163 Вт/(м^2·К)
Давление и механическое напряжение	1 мм вод. ст. = 9,8 Па 1 атм = 101,3 кПа 1 торр = 1 Т = 133,3 Па 1 кгс/мм^2 = 9,806 Н/мм^2
Длина	1Å = 0,1 нм
Динамическая вязкость	1 сП = 1 МПа·с

1 мкм = 1 микрон = 10^{-6} м

1ангстрем = 1Å = 10^{-10} м

1 моль = М·10^{-3} кг (М — молекулярная масса)

1 дина = 1·10^{-5} Н

1 дин·см = 1·10^{-7} Н·м

1 дин/см^3 = 10 Н/м^3

1 ат (техническая атмосфера) = 98066,5 Па ≈ 1 бар = 1·10^{-1}МПа

1 ати (физическая атмосфера) = 101325 Па ≈ 101,325 кПа

1 эрг = 1 дин·см = 1·10^{-7} Дж

1 эрг.с = 1·10^{-7} Вт

1 Ст (Стокс) =1·10^{-4} м^2/с

1 дин·с/см^2= 1·10^{-1} Н·с/м^2

1 дин/см
1 эрг/см^2 = 1·10^{-3} Н·/м= 1·10^{-3}Дж/м^2

1 эрг/г = 1·10^{-4}Дж/кг

1 эрг/К = 1·10^{-7}Дж/К

1 эрг/(г·К) = 1·10^{-4}Дж/(кг·К)

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

b — подвижность частицы, иона, м/(с·Н) или м^2/(b·с); ширина аппарата, м;

$C_ф$ — коэффициент лобового (аэродинамического) сопротивления;

$C_К$ — коэффициент Каннингена-Милликена;

C — удельная массовая теплоемкость, Дж/(кг·К); концентрация, г/м^3 или мг/м^3;

D — коэффициент диффузии, м^2/с; диаметр, м; выход по минусу;

d — диаметр, м или мкм;

d_m — медианный диаметр частиц улавливаемой в пылеулавителе пыли, мкм или см;

d_{50} — диаметр частиц, улавливаемых в пылеуловителе на 50 %, мкм или см;

E — напряженность электрического поля, В/м;

f — удельная поверхность осаждения; счетная доля фракции частиц;

G — расход вещества, кг/с;

g — ускорение силы тяжести, м/с^2; массовая доля фракции частиц;

H — высота, м; полное давление (напор) тягодутьевой машины, Па;

I — сила тока, А;

i — линейная плотность тока, А/м; энтальпия;

$K_г$ — энергозатраты при мокром пылеулавливании, кДж/1000 м^3 газа;

L, l — длина, линейный параметр, м;

$l_м$ — средняя длина свободного пробега молекул, мкм или см;

m — удельный расход жидкости, м^3/м^3, масса, кг;

M — количество вредных веществ, выброшенных в атмосферу, г/с; молекулярная масса, г/моль;

p — давление (разрежение), динамический (статический) напор, Па;

Δp — гидравлическое сопротивление, Па;

Q — производительность тягодутьевой машины м^3/с; м^3/ч;

R — газовая постоянная; выход по плюсу; радиус, м;

r — радиус, м, мкм или см;

$S_п$ — степень пересыщения пара;

S — площадь сечения, м^2; расстояние, м; энтропия;

t — температура, °С;

T — абсолютная температура, К;

v — скорость, м/с; удельный объем, г/моль;

U — напряжение, В;

V — объемный расход, $м^3/с$; объем, $м^3$;

w — массовая скорость, $кг/м^2 \cdot с$; относительная скорость, м/с;

Z — концентрация пыли в 1 $м^3$ рабочего газа, $кг/м^3$, $г/м^3$;

z — запыленность газа — масса частиц в 1 $м^3$ газа, $кг/м^3$, $г/м^3$;

W — коэффициент замедления по Н.А.Фуксу;

α — коэффициент аккомодации (конденсации); теплообмена;

β — коэффициент массообмена;

γ — коэффициент испарения;

δ — показатель диэлектрических свойств частицы;

ε — относительный унос выли из пылеулавливающего аппарата; относительная диэлектрическая проницаемость;

ε_0 — абсолютная диэлектрическая проницаемость вакуума, Ф/м;

h — степень улавливания пыли в пылеулавливающем аппарате;

m — коэффициент молекулярной динамической вязкости, Па·с; массовая концентрация в устройствах пневмотранспорта; химический потенциал;

u — коэффициент молекулярной кинетической вязкости, $м^2/с$;

r — плотность, $кг/м^3$ или $г/см^3$;

$r_з$ — удельное электрическое сопротивление, Ом·м;

σ — поверхностное натяжение жидкости, Н/м или дин/см;

χ — динамический коэффициент формы;

ψ — коэффициент формы (сферичности);

ω — угловая скорость, $с^{-1}$.

ПРЕДИСЛОВИЕ

Проблема защиты окружающей среды от вредных выбросов промышленных предприятий может быть удовлетворительно решена при ясном понимании причин зарождения, становления и развития аэрозольных систем. Популярная ныне задача мониторинга окружающей среды при ее последовательном решении лишь констатирует неблагополучие экологической обстановки в регионе, оставляя в стороне вопрос о способах компенсации последствий интенсификации промышленного производства.

Помимо чисто служебного предназначения, процесс изучения поведения аэрозольных систем имеет и самостоятельное значение. Обозначая его обобщенно как механику аэрозолей, можно отметить, что во многих случаях (а в отношении к России можно утверждать, что в большинстве случаев) вопросы поведения аэрозолей привлекают своей оригинальностью и (не побоимся этого выражения) красотой и изящностью постановки задачи и методов ее решения.

Конечно, любая область технических наук предназначена для удовлетворения насущных потребностей общества. В этом плане основной задачей инженера являются квалифицированные действия по решению проблемы охраны окружающей среды. Но парадокс (а, может быть, закономерность) ситуации состоит в том, что успешность этих действий во многом определяется способностью понимать упомянутую выше оригинальность и красоту решаемой задачи. Недаром одним из переводов с латыни слова *инженер* является глагол *считать*.

В настоящее время невозможно решить проблемы, связанные с разработкой и применением устройств для очистки газов, не имея основательных представлений, например, об аэродинамике вообще и об аэродинамике запыленных потоков (механике аэрозолей) в частности, об основах электронно-ионной технологии (особенно о зарядке частиц и их поведении в потоке под действием электрических полей), о процессах взаимодействия частиц аэрозоля друг с другом и с водяной пленкой; о закономерностях процесса адсорбции и абсорбции и т.д. В то же время необходимым условием плодотворной деятельности в этой области является владение техническими сведениями о конструкции и действии устройств удаления и транспорта пыли (особенно в сложных системах пневмотранспорта), тягодутьевом оборудовании и, конечно, об особенностях запыленных потоков в конкретных технологических линиях, для которых надо выбирать эффективное надежное пылеулавливающее оборудование. Таким образом, плодотворная деятельность в области охраны окружающей среды требует комплексных знаний, и, следовательно, может быть реализована в рамках специализированных экологический служб и организаций.

Изложенное выше определило стиль изложения материала. Справочник естественным образом распадается на две части. В первой части излагаются теоретические основы механики аэрозолей, связанные с развитием процессов, имеющих место в аппаратах любого типа и конструкции. Вторая часть посвящена описанию конкретных аппаратов для улавливания вредных выбросов; при описании типа аппарата дается минимальный объем специфических теоретических сведений, поясняющих принципы его работы, методика расчета конструктивных параметров и эффективность использования.

Следует отметить, что существующие в настоящее время методики расчета аппаратов очистки газов ориентированы на "ручные" расчеты и поэтому несовершенны. В связи с этим в справочнике подробно обсуждаются допущения, которые положены в основу методики, и вытекающие из этих допущений возможные погрешности.

Особая благодарность авторов канд. техн. наук В. Л. Гусовскому за внимательное ознакомление с рукописью справочника и за ценные замечания, способствовавшие улучшению изложения материала.

Авторы будут признательны за все предложения и замечания, которые специалисты найдут возможным высказать в адрес издания: 125171, Москва, Ленинградское шоссе, 18, ОАО "Институт Стальпроект", издательство "Теплоэнергетик".

ВВЕДЕНИЕ

Древняя проблема взаимосвязи человека и природы в наше время приобрела новое, подчас грозное звучание. Технический прогресс привел к существенным изменениям природной среды, обусловленным большим количеством промышленных и хозяйственных выбросов (загрязнений).

Всякое загрязнение вызывает у природы защитную реакцию, направленную на его нейтрализацию. Эта великая способность природы долгое время эксплуатировалась человеком бездумно и хищнически. Из века в век складывалась практика широкого использования самоочищающей способности атмосферы и гидросферы. Отходы производства выбрасывались в воздух, сбрасывались в воду в расчете на то, что все они в конечном итоге будут обезврежены и переработаны самой природой. При этом не возникало и мысли о наносимом ей ущербе. Казалось, что как ни велика общая масса отходов, она незначительна по сравнению с защитными ресурсами. Однако при все прогрессирующем росте загрязнений становится очевидным, что природные системы самоочищения рано или поздно не смогут выдержать такой натиск.

Некоторые вредные вещества из тех, которые выбрасываются в биосферу, не нейтрализуются в биологическом круговороте и пребывают в ней годами, не распадаясь. Тем самым нарушается природное равновесие, газовый, водный и геохимический режим биосферы. Человек вступает с природой в серьезный конфликт.

Интенсивное развитие промышленности приводит к тому, что непрерывно увеличивается выброс загрязнений в атмосферу и гидросферу. Общий объем промышленных, сельскохозяйственных и коммунальных отходов в масштабе всей планеты за год оценивается ныне миллиардами тонн.

Больше всего отходов дают энергетика, черная и цветная металлургия, химическая, нефтедобывающая и нефтеперерабатывающая, целлюлозно-бумажная, машиностроительная, пищевая, горнодобывающая и легкая промышленность. В результате в атмосфере растет содержание углекислого газа и пыли, сернистого ангидрида и оксидов азота, а в отдельных районах – сероводорода, угарного газа и других вредных веществ. Происходит засоление и подкисление вод и почв. Результаты глобальной хозяйственной деятельности человека и их последствия давно уже привели к пониманию необходимости защиты окружающей среды, ограничения объема промышленных выбросов. Это понимание нашло отражение в разработке (кстати, впервые в нашей стране) норм предельно допустимых концентраций (ПДК) вредных веществ в приземном слое атмосферы.

От полноты теоретических представлений как о самом пылегазовом потоке, так и о процессах, протекающих в промышленных агрегатах, в газовых трактах и аппаратах, зависят уровень инженерных разработок систем и установок газоочистки, эффективность их эксплуатации и экономичность и в конечном счете расходы "на экологию", на уплату штрафов за нарушение норм ПДК. По этой причине при решении вопросов охраны окружающей среды обязательным является изучение основных свойств аэродисперсных систем, вопросов их образования и развития, основных соотношений механики двухфазного потока, закономерностей коагуляции, а также особенностей протекания процессов осаждения аэрозольных частиц в специальных аппаратах.

Аэродисперсный или аэрозольный поток является весьма сложной и недостаточно изученной системой. Вещество, находясь в аэрозольном состоянии (пыль, дым или туман), приобретает ряд особых свойств и признаков. Одним из таких свойств выступает дисперсный состав аэрозоля, в значительной мере определяющий выбор типа газоочистного устройства. В связи с этим возникает необходимость изучения дисперсного состава дисперсной фазы аэрозолей и методов его описания.

Естественно, успешно бороться с выбросами промышленных агрегатов можно лишь в том случае, когда имеется информация об их количестве. Изучение физических свойств образования аэрозолей позволяет ответить на вопросы, как образуются твердые или жидкие частицы в газовой фазе, в каком количестве и какова предельно возможная концентрация частиц при осуществлении той или иной промышленной технологии. При наличии достаточных данных о концентрации паров веществ

в рабочем пространстве агрегата представляется возможным рассчитать и исходный дисперсный состав аэрозольной системы.

Выбор типа аппарата газоочистки, а также поведение аэрозольной системы определяются свойствами аэрозолей. Отсюда вытекает необходимость изучения физических и молекулярно-кинетических свойств частиц. Знание этих свойств позволяет оценить условия устойчивости аэрозолей и найти способы воздействия на эти процессы, объяснить форетические явления, которые проявляются только в аэрозолях. Электрические свойства аэрозолей лежат в основе многих явлений и процессов, протекающих в газоходах и аппаратах; описание этих процессов служит теоретической основой проектирования электрофильтров.

Сведения о свойствах аэрозолей, а также закономерности механики газов, тепло- и массопереноса дают возможность перейти к изучению основ газодинамики аэродисперсных двухфазных потоков. Переходя последовательно от решения задач движения одиночной частицы в поле внешних сил к задачам движения аэрозолей в каналах в условиях турбулентного режима, можно разработать математическое описание процесса движения аэрозолей и выйти на процедуру создания методов расчета типовых аппаратов газоочистки, а также приборов для анализа свойств аэрозольных частиц.

При движении аэрозолей частицы дисперсной фазы сталкиваются между собой, образуя комплексы и конгломераты различной структуры. Это явление, называемое коагуляцией, приводит к существенному изменению свойств аэрозольных систем, уменьшению их устойчивости. Знание закономерностей различных процессов коагуляции позволяет выявить возможности разработки новых способов улавливания выбросов, повысить эффективность работы существующих конструкций аппаратов.

Важное значение имеет знание оптических свойств аэрозолей. Оно необходимо не только для объяснения аномальных оптических явлений в атмосфере, но и для обоснования различных методов диагностики как атмосферных, так и запыленных потоков.

В большинстве случаев состав и количество пылегазовых выбросов зависят от совершенства технологического процесса. Поэтому имеется два пути решения проблемы выбросов: создание более эффективных очистных сооружений и аппаратов для традиционных производств и разработка принципиально новых безотходных схем получения готового продукта. Работы второго направления могут (и должны) привести к решению одной из главных задач науки и техники — задаче создания безотходной технологии.

При современном уровне возможностей охраны окружающей среды улавливание всех вредных выбросов данного предприятия невозможно, да и нецелесообразно экономически. Часть отходов производства неизбежно будет выбрасываться в атмосферу. Это обстоятельство требует выяснения закономерностей атмосферной диффузии частиц, результатов рассеивания аэрозолей в атмосфере. В силу крайней сложности этих вопросов в каждом частном случае результаты теоретического анализа нуждаются в экспериментальной проверке и коррекции.

И, наконец, улавливание вредных газовых компонентов промышленных выбросов требует знания закономерностей процессов адсорбции и абсорбции. В связи со сложностью этих процессов проектирование соответствующей аппаратуры все еще остается во многом вопросом искусства конструктора и его инженерного чутья.

– ПРЕДЕЛЬНО ДОПУСТИМЫЕ КОНЦЕНТРАЦИИ ВРЕДНЫХ ВЕЩЕСТВ В АТМОСФЕРНОМ ВОЗДУХЕ

На основе многочисленных исследований гигиенистов и медиков в нашей стране были установлены научно обоснованные санитарные нормы (СН-245–71) предельно допустимых концентраций (ПДК) вредных веществ в атмосфере, выражаемые в массовых концентрациях на единицу объема воздуха (мг/м^3) в зоне пребывания людей. Для пыли и газов с общетоксическим действием установлена максимальная среднесуточная концентрация, а для пыли и газов с раздражающим слизистые оболочки действием или запахом — максимальные разовые концентрации. Ввиду того, что действие

большинства пылей и газов комбинированное, для них приводятся и разовые, и средние концентрации (см. ниже).

Предельно допустимые концентрации некоторых вредных веществ в атмосферном воздухе населенных мест (максимальная разовая $C_{мр}$ и среднесуточная $C_{сс}$) характеризуются следующими данными, мг/м³:

	$C_{мр}$	$C_{сс}$
Оксид углерода (CO)	5,0	3,0
Оксиды азота (NO_x)	0,085	0,085
Пыль нетоксичная	0,5	0,15
Ртуть металлическая (Hg)	—	0,0003
Сернистый ангидрид (SO_2)	0,5	0,05
Сероводород (H_2S)	0,008	0,008
Сажа (копоть)	0,15	0,05

	$C_{мр}$	$C_{сс}$
Серная кислота (H_2SO_4)	0,3	0,1
Свинец (Pb) и его соединения (кроме тетраэтилсвинца)	—	0,0003
Свинец сернистый (PbS)	—	0,0017
Фтористые соединения	0,02	0,005
Фенол (C_6H_5OH)	0,01	0,01
Хлор (Cl)	0,10	0,03
Хлористый водород (HCl)	0,02	0,02

Следует отметить, что суммарный эффект нескольких совместно присутствующих в воздухе веществ иногда превышает эффект каждого из этих веществ в отдельности.

Санитарные нормы СН-245–71 устанавливают также максимальные разовые предельно допустимые концентрации вредных веществ в воздухе рабочей зоны, где находятся места постоянного или временного пребывания работающих. Для вредных выделений, наиболее часто встречающихся на предприятиях, эти концентрации имеют следующие значения, мг/м³:

Пыль оксидов железа 4–6
Пыль оксидов алюминия 2–6
Доломитовая пыль 6
Кремнийсодержащие пыли . 1–4
Известковая пыль 6
Углеродистые пыли 6–10

Сернистый ангидрид 10
Оксид углерода 20
Хлор 0,1
Хлористый водород 5
Оксиды азота 5

При совместном присутствии в атмосфере нескольких вредных веществ, обладающих свойством суммации действия, их безразмерная суммарная концентрация C_Σ не должна превышать единицы:

$$C_\Sigma = \frac{c_1}{\text{ПДК}_1} + \frac{c_2}{\text{ПДК}_2} + \ldots + \frac{c_n}{\text{ПДК}_n} \le 1,$$

где $c_1, c_2, \ldots, c_n$ — концентрации вредных веществ в атмосферном воздухе в одной и той же точке местности; $\text{ПДК}_1, \text{ПДК}_2, \ldots, \text{ПДК}_n$ — предельно допустимые концентрации соответствующих вредных веществ в атмосферном воздухе, мг/м³.

В большинстве случаев новая газоочистная установка строится в промышленном районе, где уже имеется одно или несколько промышленных предприятий, создающих общую приземную концентрацию, которая не должна превышать ПДК. Таким образом, на долю данного выброса может быть выделен только известный процент от ПДК, который устанавливается проектом предельно допустимых выбросов (ПДВ) или временно согласованных выбросов (ВСВ), разработанным для данного района с учетом мероприятий по защите воздушного бассейна.

Основной задачей проекта ПДВ (ВСВ) является разработка оптимальных мероприятий по защите атмосферы, обеспечивающих снижение приземных концентраций вредных веществ в жилой зоне до нормируемых величин. При этом для каждого источника выделения вредных веществ в атмосферу должен быть установлен такой ПДВ или ВСВ, чтобы суммарная предельная концентрация ука-

занных веществ с учетом фонового загрязнения, создаваемого соседними источниками и другими предприятиями с учетом развития промышленного района, не превышала санитарных норм.

Исходя из заданного для данного источника ПДВ, следует сделать наброски возможных схем системы газоочистки и провести вариантные подсчеты для выбора оптимальной из них по эффективности и приведенным затратам.

– ОБЩИЕ ВОПРОСЫ ЗАЩИТЫ ВОЗДУШНОГО БАССЕЙНА ПРЕДПРИЯТИЯ

Современное предприятие — это сложный производственный комплекс, включающий разнообразные цехи, а иногда и отдельные заводы, которые в значительной степени могут загрязнить воздушный бассейн окружающего района. Избежать этого полностью при существующем уровне развития техники невозможно. Поэтому законодательством СССР, а затем России предусмотрена санитарная охрана атмосферного воздуха, т. е. система мероприятий, направленных на обеспечение необходимой чистоты воздуха и поддержание ее на уровне, безопасном для жизни и здоровья человека.

Наиболее эффективным средством борьбы с выбросами пыли и вредных газообразных компонентов в воздушный бассейн предприятиями является установка газоочистных аппаратов. Однако, как показала практика, пылегазовыделения можно значительно сократить путем их подавления и локального отсоса, а также осуществления ряда мероприятий технологического и планировочного характера. В первую очередь следует внедрять малоотходную технологию, позволяющую значительно уменьшить нагрузку на газоочистные аппараты и тем самым повысить эффективность их работы, а иногда и обойтись без их установки.

Планировочные мероприятия по снижению приземных концентраций вредных веществ. При проектировании новых предприятий в системе мероприятий по охране окружающей среды важную роль играют планировочные мероприятия архитектурно-ландшафтного типа. Прежде всего, большое значение имеют правильный выбор площадки предприятия, взаимное расположение его цехов и жилых массивов.

Рекомендуется располагать предприятия и жилые кварталы на открытой ровной местности, хорошо продуваемой ветрами и исключающей образование застойных зон. По отношению к жилому массиву предприятие должно располагаться с подветренной стороны, чтобы большую часть года в соответствии с розой ветров выбросы уносились в сторону от жилых кварталов. Площадка жилой застройки не должна быть выше площадки предприятия, так как в противном случае преимущество высоких дымовых труб практически сводится на нет.

Площадка предприятия должна иметь положительную инверсионную характеристику. Температура воздуха в любое время года с увеличением расстояния от земной поверхности должна уменьшаться, чтобы обеспечивалась естественная вентиляция площадки предприятия даже при отсутствии ветра.

Цехи, выделяющие наибольшее количество вредных веществ, следует располагать на краю территории предприятия со стороны, противоположной жилой застройке. Взаимное расположение цехов должно быть таким, чтобы при направлении ветров в сторону жилых массивов выбросы их не объединялись.

При строительстве новых предприятий во избежание сосредоточения большого количества источников выбросов рекомендуется исключать из состава предприятия цехи, которые не являются неотъемлемой частью производства (например, для металлургических предприятий — это аглофабрики, коксохимические заводы, ТЭЦ, цехи огнеупоров и т.п.). Для существующих предприятий рекомендуются такие цехи, по возможности, не расширять.

Уже санитарными нормами проектирования промышленных предприятий СН-245–71 предусмотрено отделение жилых массивов от промышленных предприятий, являющихся источниками выделения вредных веществ, санитарно-защитными зонами. Расстояние между промышленной зоной и жилым массивом определяется в зависимости от профиля предприятия, его мощности, количественных и качественных характеристик выбросов в атмосферный воздух.

Многочисленные исследования, а также аналитические расчеты показали, что выделяемые металлургическими предприятиями в атмосферу вредные вещества в концентрациях, превышающих ПДК, обнаруживаются в радиусе до 10 км от места выделения. Это и определяет необходимую ширину санитарно-защитной зоны.

Роль пространственных разрывов значительно повышается при озеленении их специальными породами деревьев и кустарников.

Технологические мероприятия по снижению вредных выбросов в атмосферу. Важнейшим направлением снижения промышленных выбросов в воздушный бассейн является совершенствование технологии производственных процессов и основного технологического оборудования. При выборе технологических агрегатов предпочтение следует отдавать более мощным агрегатам. Например, доменная печь объемом 5000 м^3 заменяет целый доменный цех, и только за счет сокращения источников пыле- и газовыделений значительно сокращаются выбросы пыли и оксида углерода.

Замена в производственных агрегатах топлива электроэнергией существенно снижает выбросы пыли и вредных газов.

Исключение излишних операций и промежуточных звеньев, связанных с пыле- и газовыделением, может способствовать значительному снижению выбросов в атмосферу.

Переход от периодических процессов к непрерывным позволяет сильно сократить пыле- и газовыделения. Например, переход в доменных цехах от скиповой подачи материалов к транспортерной сокращает пылевыделение в несколько раз. Оснащение технологических агрегатов противопылевыми устройствами значительно уменьшает выделение пыли в атмосферу. Примером подобного рода устройств могут служить аппараты для бездымной загрузки коксовых печей и многосопловые кислородные фурмы.

Сокращению количества выбросов способствует также работа на кондиционном сырье, соответствующем техническим условиям.

Подавление пылегазовыделений. При проведении технологических процессов в закрытых объемах, как это имеет место в различных печах или паровых котлах, основная масса пылегазовыделений удаляется организованно через газоотводящие тракты и дымовые трубы. В условиях, когда тот или иной процесс идет открыто, важное место в борьбе с загрязнением воздуха занимает предотвращение пылегазовыделений путем их подавления в местах образования. В зависимости от конкретных условий протекания процесса подавление пылегазовыделений может осуществляться различными способами.

Увлажнение сыпучих материалов, руды и пыли резко сокращает пыление по всем трактам движения и складирования этих материалов. На складах для проведения операции увлажнения используют автоматические стационарные распылители и специальные автомобили. Равномерное увлажнение, предотвращающее распыливание, обеспечивают расположением и подбором форсунок, давления воды, высоты распыления. Каждый материал имеет свою предельную влажность, при которой не происходит пылевыделение, например для пыли она равна 18–20 %.

Применение поверхностно-активных веществ (ПАВ) в узлах разгрузки пылящих материалов резко сокращает загрязнение окружающего воздуха. Эти вещества применяются в виде вырабатываемой в специальных пеногенераторах воздушно-механической пены, для образования которой используют 2–3 % водные растворы ПАВ. Для различных способов разгрузки материалов разработаны разные конструкции для пылеподавления. Например, при разгрузке в бункера пена, поданная в бункер, по мере ссыпания материала поднимается, образуя как бы крышку, через которую пыль не выбивается в атмосферу.

Гидросмыв пыли является надежным средством обеспыливания при выходе проката из валков прокатных станов: компактные струи воды подаются непосредственно на сляб или листы на выходе из валков. Коэффициент обеспыливания составляет 90–95 % и выше, охлаждения проката практически не происходит.

Организация противодавления с помощью инертного газа позволяет подавлять выбивание грязного доменного газа в засыпной аппарат при засыпке в печь очередной порции шихты.

Облучение газов в рабочем пространстве агрегатов звуковыми и ультразвуковыми волнами. Пылегазовыделение во многих случаях удается существенно сократить при создании условий, повышающих вероятность столкновения частиц (а, следовательно, и интенсивность коагуляции) в пределах рабочего пространства агрегата. Происходящее при этом укрупнение частиц приводит к тому, что определенная часть частиц оседает под действием различных факторов непосредственно в агрегате, снижая тем самым нагрузку на пылеулавливающую аппаратуру.

Улавливание неорганизованных пылегазовыделений. В тех случаях, когда процесс идет открыто и предотвратить или подавить пылегазовыделение в месте его образования не удается, выходом из положения является улавливание пылегазовыделений с помощью цеховых фонарей, зонтов, местных укрытий (колпаков), защитных кожухов.

Цеховые фонари на крыше здания имеют большинство цехов металлургического предприятия. В этом случае вентиляция цеха происходит путем аэрации: наружный воздух, входя через проемы в нижней части цеха, нагреваясь в его атмосфере, поднимается вверх и выходит через рамы фонаря в наружную атмосферу, вынося с собой из цеха пылегазовыделения. Цеховые фонари применяют в тех случаях, когда пылегазовыделение происходит по всей площади цеха и нет возможности организовать локализованный отвод и очистку газов от места их образования. Очистку газов, выходящих из фонарей в атмосферу, применяют редко, так как объемы этих газов огромны из-за присосов балластного воздуха на пути движения газов.

Зонты и колпаки наиболее часто устанавливают непосредственно у источников пылегазовыделений. Чем ближе они к источнику, тем полнее улавливание пылегазовыделений и меньше присосы окружающего воздуха. Для удобства обслуживания их обычно располагают не ниже 1,8–2,0 м над рабочей площадкой. Входное сечение зонта или колпака следует устраивать подобным поверхности источника вредных выделений с углом раскрытия не более 60°, скорость всасываемого газа должна составлять не менее 1–1,5 м/с. Отсасываемый газ, разбавленный воздухом, пропускают через пылеуловитель и вентилятором выбрасывают через дымовую трубу в атмосферу. Такие местные отсосы широко распространены на металлургических предприятиях. В качестве примеров источников пылегазовыделения, оборудованных такими аспирационными системами, можно назвать: дробилки, грохоты, мельницы, транспортеры в производстве агломерата и окатышей; летки, желоба, ковши в доменном производстве; миксеры и ковши в миксерном отделении; завалочные окна и разливочные машины в сталеплавильных цехах.

Защитные кожухи являются наиболее совершенным типом укрытия, так как в значительной мере исключают присосы окружающего воздуха в аспирационную систему и позволяют наиболее полно удалять выделяемые источником пылегазовыделения. В настоящее время защитные кожухи получают все большее распространение. Такого рода укрытиями служат: камера вагоноопрокидывателя, бункера и некоторые узлы перегрузок на агломерационной фабрике; бункера сухого тушения кокса на коксохимическом заводе; межконусное пространство доменной печи; камера придоменной грануляции шлака в производстве чугуна; защитные кожухи электросталеплавильных печей в сталеплавильном производстве; закрытые ванны непрерывного травления в прокатном производстве.

– СТАНДАРТИЗАЦИЯ В ОБЛАСТИ ЗАЩИТЫ ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

В целях предотвращения загрязнения атмосферы в нашей стране разрабатываются нормативы и стандарты, направленные на защиту атмосферы от воздействия вредных выбросов промышленных предприятий. Основополагающими государственными стандартами в этом направлении являются следующие:

1. ГОСТ 17.2.1.01–76 (СТ СЭВ 1366–78) "Охрана природы. Атмосфера. Классификация выбросов по составу". Стандарт содержит классификацию выбросов по агрегатному состоянию, химическому составу, размеру частиц, массе вещества.

2. ГОСТ 17.2.1.04–77 "Охрана природы. Атмосфера. Метеорологические аспекты загрязнения и промышленные выбросы. Основные термины и определения". К числу основных стандартизованных терминов относятся: предельно допустимая концентрация (ПДК), предельно допусти-

мый выброс (ПДВ), организованный выброс, неорганизованный выброс, неочищенный газ, очищенный газ, запыленность газа, степень очистки газа. Не допускаются термины: максимально допустимая концентрация, эмиссия, выпуск, грязный газ, чистый газ, коэффициент запыленности газа, эффективность очистки газа, коэффициент очистки газа.

3. ГОСТ 17.2.3.01–77 (СТ СЭВ 1925–79) "Охрана природы. Атмосфера. Правила контроля качества воздуха населенных пунктов". Стандарт регламентирует принцип организации контроля, число и размещение постов наблюдения, программу и сроки наблюдения, характеристику загрязнения воздуха, правила отбора проб.

4. ГОСТ 17.2.3.02–78 "Охрана природы. Атмосфера. Правила установления допустимых выбросов вредных веществ промышленными предприятиями". Стандарт устанавливает общие требования к расчету предельно допустимых выбросов (ПДВ) или временно согласованных выбросов (ВСВ), критерии качества атмосферного воздуха, порядок расчета и установление ПДВ (ВСВ), систему контроля за соблюдением ПДВ (ВСВ), формы отчетности.

5. ГОСТ 17.2.4.01–80 "Охрана природы. Атмосфера. Метод определения величины каплеуноса после мокрых пылегазоочистных аппаратов". Стандарт устанавливает методику отбора проб, устройство каплеприемников, необходимую аппаратуру, материалы и реактивы, подготовку к определению иона-индикатора, правила определения содержания ионов-индикаторов натрия, калия или кальция и обработки полученных результатов.

6. ГОСТ 17.2.4.02–81 (СТ СЭВ 2598–80) "Охрана природы. Атмосфера. Общие требования к методам определения загрязняющих веществ". Стандарт устанавливает общие требования к методам определения различных загрязняющих веществ в атмосферном воздухе. На основе этого стандарта должны разрабатываться стандарты на конкретные методы определения различных загрязняющих веществ в атмосферном воздухе.

7. ГОСТ 17.2.4.03–81 (СТ СЭВ 2599–80) "Охрана природы. Атмосфера. Индофенольный метод определения аммиака". Стандарт устанавливает правила отбора проб, необходимую аппаратуру, материал и реактивы, правила подготовки и проведения анализа, методику обработки результатов.

8. ГОСТ 17.2.6.01–80 "Охрана природы. Атмосфера. Приборы для отбора проб воздуха населенных пунктов. Общие технические требования". Стандарт устанавливает общие технические требования к аспираторам для отбора проб воздуха населенных пунктов.

9. ГОСТ 17.2.1.03–84 "Охрана природы. Атмосфера. Термины и определения контроля загрязнения". Стандарт устанавливает применяемые в науке, технике и производстве термины и определения понятий в области контроля загрязнения атмосферы.

Часть 1. ОСНОВЫ ТЕОРИИ ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ ОЧИСТКИ ГАЗОВ

Исходными данными для проектирования аппаратов улавливания пылегазовых выбросов является информация о количестве этих выбросов, о дисперсном составе частиц аэрозоля и компонентном составе газовой фазы, о свойствах частиц и т.д. Метод получения этих сведений определяется условиями реализации проекта. Если разрабатывается система газоочистки для существующих производств, то целесообразно использовать экспериментальные данные, поскольку существующие в настоящее время теоретические методы оценки свойств аэрозольных систем весьма ненадежны и позволяют установить необходимые значения лишь с точностью до порядка величин. Однако для новых технологий метод теоретической оценки является единственно возможным.

Независимо от метода получения исходной информации проектант (и эксплуатационник) должен обладать необходимым запасом теоретических сведений для повышения эффективности своей работы. Ценность этих сведений особенно возрастает в условиях компьютерного проектирования, являющегося неотъемлемым элементом современной инженерной работы.

Глава 1. КЛАССИФИКАЦИЯ И ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА АЭРОДИСПЕРСНЫХ СИСТЕМ

Заводы любой отрасли промышленности являются предприятиями со сложным технологическим комплексом, в котором используются механические, термические и химические процессы, сопровождающиеся выделением с дымовыми газами в окружающую среду твердых или жидких частиц.

Пылью, независимо от ее происхождения, принято называть твердые частицы настолько малого размера, что действительная скорость их падения в неподвижном газе оказывается значительно меньше той, которая должна быть по законам механики точечных масс. Частицы пыли могут в течение длительного времени находиться в газовой среде во взвешенном состоянии.

Промышленные газы или воздух, в которых неопределенно долгое время во взвешенном состоянии находится пыль или капельки жидкости, называют *аэродисперсной системой* или *аэрозолем*. В аэрозоле пыль или капельки жидкости представляют собой *дисперсную фазу,* а газ или воздух — *дисперсную среду.*

Аэрозоли, содержащие мельчайшие частицы жидкости, называют туманами; аэродисперсные системы, содержащие мельчайшие твердые частицы, — *дымами.*

Газовые дисперсные системы, или аэрозоли, будучи двухфазными системами, в некоторых случаях отклоняются от правила фаз для этих систем. Отклонение заключается в том, что переменные величины, вполне определяющие состояние обычной системы — давление, температура и концентрация, — уже не могут полностью определить состояние дисперсной системы, так как оно зависит также от размеров и характера поверхности взвешенных частиц.

Пыли и аэрозоли, содержащие частицы различного размера, называют *полидисперсными.* Аэрозоли, содержащие только *возгоны*, т.е. пыли, образующиеся в газах в результате конденсации паров веществ и в процессе химических реакций газообразных компонентов, называют *монодисперсными.*

1.1. КЛАССИФИКАЦИЯ АЭРОЗОЛЕЙ

Аэрозоли по происхождению подразделяются на *естественные* и *искусственные.*

Естественные аэрозоли возникают в природных условиях без какого-либо участия человека. Они образуются в результате вулканической деятельности, песчаных бурь, больших лесных пожаров, эрозии земной поверхности, морских штормов и прибоев.

Искусственные аэрозоли возникают при различных производственных процессах. Они обычно являются нежелательными отходами промышленного производства, приводящими к значительному ухудшению условий жизни и труда людей, а в ряде случаев и к значительным потерям ценных продуктов.

Аэрозоли по виду образования делятся на *конденсационные и дисперсионные.*

Конденсационные аэрозоли образуются при объемной конденсации пересыщенных паров и при химическом взаимодействии веществ в газовой фазе. Дисперсионные аэрозоли образуются при диспергировании (измельчении, распылении) твердых и жидких тел, а также при переходе порошкообразных тел во взвешенное состояние под воздействием воздушных потоков, сотрясений и т.п.

В одних случаях дисперсная фаза состоит из очень мелких частиц, в других — из крупных частиц. Для оценки величины размеров частиц служит понятие — *степень дисперсности* аэрозоля. Степень дисперсности есть величина, обратная размеру частицы. В этом отношении аэрозоли делятся на высоко- и грубодисперсные.

Все аэрозоли в соответствии с классификацией, предложенной Н. А. Фуксом [1], можно разделить на три класса: *пыли, дымы и туманы.*

Пыли образуются дисперсионным способом. Дисперсная фаза в пыли состоит из частиц неправильной формы, свойственной в большинстве случаев обломкам твердых тел. Пыли представляют собой грубодисперсные, полидисперсные, малоустойчивые аэрозоли. Размеры частиц в пылях составляют от 5 до 100 мкм и более.

Дымы образуются конденсационным способом. Если образование дисперсной фазы происходит в результате непосредственного перехода из пара в твердое тело, то образующиеся частицы имеют правильную кристаллическую форму. Если же образование дисперсной фазы идет в две стадии — конденсация пара в виде жидких частиц и последующее их затвердевание, то образующиеся частицы могут иметь как кристаллическую, так и сферическую формы. Дымы относятся к высокодисперсным аэрозолям. Полидисперсность дымов обычно невелика. В отдельных случаях дисперсная фаза дымов может состоять из монодисперсных частиц. Дымы представляют собой устойчивые аэрозоли. Размер частиц в дымах составляет от 5 до 0,1 мкм и менее.

Туманы могут образовываться как конденсационным, так и дисперсионным способом. Дисперсная фаза в туманах всегда состоит из жидких частиц, в которых могут содержаться растворенные вещества или суспензированные твердые частицы. Туманы могут обладать различной степенью дисперсности и быть более или менее полидисперсными.

Отметим некоторые важные моменты, которые составили основу данной классификации.

Кроме способа образования различие между конденсационными и дисперсионными аэрозолями заключается в том, что дисперсионные аэрозоли в большинстве случаев характеризуются большими размерами частиц, более широким диапазоном размеров (более полидисперсны). В случае твердой дисперсной фазы они обычно состоят из отдельных или слабо агрегированных частиц совершенно неправильной формы.

Конденсационные аэрозоли характеризуются наличием частиц меньших размеров, они более монодисперсны. Твердые частицы весьма часто представляют собой рыхлые агрегаты, состоящие из очень большого числа первичных частиц, имеющих правильную кристаллическую или шарообразную форму.

В аэрозолях с жидкой дисперсной фазой частицы имеют шарообразную форму. При столкновении друг с другом под воздействием различных причин жидкие частицы могут сливаться с образованием новой шарообразной частицы.

Твердые же частицы могут иметь самую различную форму и при столкновении могут образовать агрегаты произвольной формы, состоящие из нескольких частиц.

Содержащиеся в аэрозолях частицы характеризуются следующими свойствами: дисперсностью, формой, химическим составом, плотностью, абразивностью, электрическими свойствами, а также способностью коагулировать, слипаться, смачиваться, воспламеняться, взрываться и др.

1.2. РАСПРЕДЕЛЕНИЕ ЧАСТИЦ ПО РАЗМЕРАМ

Размер частиц является одной из основных характеристик, определяющих выбор типа аппарата или системы аппаратов для очистки газа. Крупная пыль легче мелкой оседает из газового потока и может быть уловлена в аппарате простейшего типа. Для очистки газа от мелкой пыли зачастую требуется не один, а несколько аппаратов, установленных последовательно по ходу газов.

Под *дисперсным составом* пыли понимают совокупность размеров всех составляющих ее частиц. Долю частиц, размеры которых находятся в определенном диапазоне значений, принятых в качестве верхнего и нижнего пределов, называют *фракцией*.

Содержание частиц в аэрозоле обычно оценивают с помощью *счетной и массовой концентраций*. Счетная концентрация определяется числом частиц, находящихся в единице объема газообразной среды, массовая концентрация — массой частиц, приходящейся на единицу объема среды.

Методы анализа дисперсного состава аэрозолей, применяемые в настоящее время, не позволяют определить массу или число частиц каждого размера. В результате анализов обычно определяют выходы фракций, которые выражаются в процентах (или в долях) от общей массы или общего числа частиц. Кроме выходов отдельных фракций определяют так называемые суммарные выходы. Принято, что если суммарный выход определяется сложением выходов отдельных фракций, то он называется суммарным выходом по плюсу или полным остатком и обозначается через R. В свою очередь, суммарный выход по минусу или полный проход (D) показывает, какая доля от общего числа или общей массы частиц меньше данного размера.

1.2.1. РАСПРЕДЕЛЕНИЕ ЧАСТИЦ АЭРОЗОЛЯ ПО МАССЕ ФРАКЦИИ

Это распределение является наиболее важным, так как оно позволяет производить оценку эффективности пылеулавливающего аппарата.

Дисперсный состав — распределение частиц по размерам — прежде всего может быть представлен в табличной форме. Пример такой записи приведен в табл. 1.1.

Для большей наглядности и удобства анализа распределение частиц по размерам представляют графически. В этом случае закономерности распределения частиц по размерам характеризуются дифференциальными и интегральными кривыми распределения. Такие кривые строятся по данным таблиц типа табл. 1.1.

Для построения дифференциальной кривой используются данные второго и третьего столбцов таблицы. По оси абсцисс откладываются средние размеры частиц фракций, а по оси ординат — соответствующие этим средним выходы фракций, % (или доли единицы). Результаты построения представлены на рис. 1.1.

Распределение размеров частиц для дифференциальной кривой в функциональном виде задается следующим образом. Массовая доля частиц dD, имеющих радиус частиц в интервале от r до $r + dr$, равна

$$dD = g(r)dr. \tag{1.1}$$

Причем

$$\int_0^\infty g(r)dr = 1. \tag{1.2}$$

Кривая (см. рис. 1.1), изображающая функцию $g(r)$, называется *дифференциальной кривой распределения по массе частиц* или *кривой массового распределения*.

Площадь, ограниченная дифференциальной кривой распределения, осью абсцисс и двумя вертикалями в точках r и $r + dr$, выражают долю частиц, диаметры которых заключены между r и $r + dr$.

Таблица 1.1

Пример записи результатов анализа дисперсного состава аэрозоля

Размеры частиц фракций, мкм	Средний размер частиц фракции, мкм	Выход отдельной фракции, %	Суммарный выход, %	
			По плюсу R	По минусу D
> 80	71,5	0,5	0,5	99,5
80–63	51,5	1,0	1,5	98,5
63–40	32,5	5,0	6,5	93,5
40–25	20,5	8,5	15,0	85,0
25–16	13,0	13,0	28,0	72,0
16–10	8,15	12,0	40,0	60,0
10–6,3	5,15	11,0	51,0	49,0
6,3–4,0	3,25	15,0	66,0	34,0
4,0–2,5	2,05	12,0	78,0	22,0
2,5–1,6	1,3	4,5	82,5	17,5
1,6–1,0	0,5	5,0	87,5	12,5
1,0–0		12,5	100,0	0

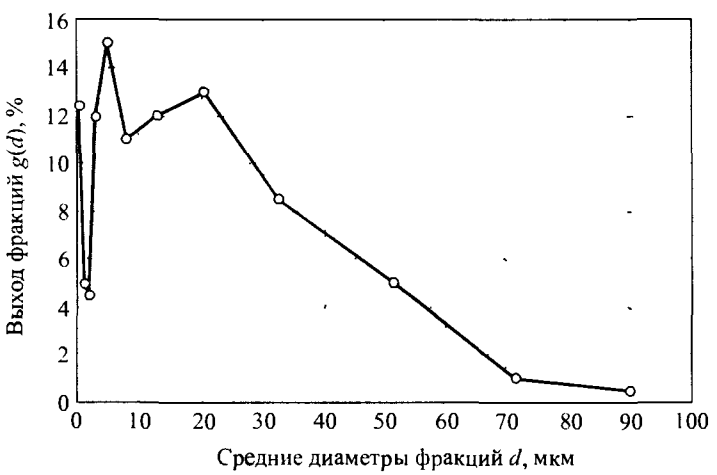


Рис. 1.1. Дифференциальная кривая массового распределения

Теперь построим на графике интегральные кривые распределения. Таких кривых можно построить две· для суммарных выходов по плюсу и для суммарных выходов по минусу. Для построения используем данные первого, четвертого и пятого столбцов табл. 1.1. По оси абсцисс откладываем граничные размеры фракций, а по оси координат — суммарные выходы в процентах (или в долях единицы) Результаты построения представлены на рис. 1.2. Кривая $D(r)$, построенная по суммарным выходам по плюсу, называется интегральной кривой проходов, кривая $R(r)$ — интегральной кривой остатков Соответствующие функции распределения по массе частиц получаются интегрированием функции $g(r)$ от r до ∞ (для кривой остатков) и от 0 до r (для кривой проходов), т.е.

$$\left.\begin{aligned} R(r) &= \int_r^{\infty} g(r)dr; \\ D(r) &= \int_0^r g(r)dr. \end{aligned}\right\} \qquad (1.3)$$

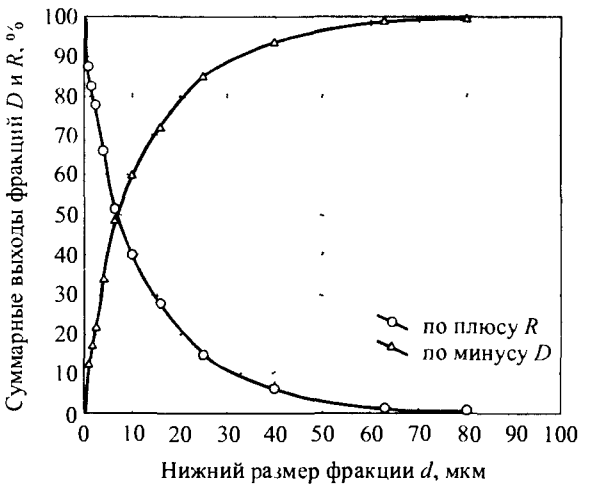


Рис. 1.2. Интегральные кривые дисперсного состава

Сумма обеих функций должна быть равна единице (или 100 %), так как

$$D(r) + R(r) = \int_0^r g(r)dr + \int_r^\infty g(r)dr = \int_0^\infty g(r)dr = 1.$$

В связи с этим кривые на рис. 1.2 пересекаются в точке, где $R(r) = D(r) = 50$ % (или 0,5).

1.2.2. СЧЕТНОЕ РАСПРЕДЕЛЕНИЕ

Доля частиц dn, чьи радиусы лежат в интервале $(r, r + dr)$, равна

$$dn = f(r)dr \tag{1.4}$$

Причем

$$\int_0^\infty f(r)dr = 1 \tag{1.5}$$

Кривая, изображающая функцию $f(r)$, называется *дифференциальной кривой по числу частиц* (*дифференциальной кривой счетного распределения частиц* в аэрозоле).

Соответствующие функции распределения по числу частиц получаются путем интегрирования функции $f(r)$ от r до ∞ (частицы радиусом больше r) и от 0 до r (частицы радиусом меньше r), т.е.

$$\left.\begin{aligned} D_n(r) &= \int_0^r f(r)dr; \\ R_n(r) &= \int_r^\infty f(r)dr. \end{aligned}\right\} \tag{1.6}$$

1.2.3. СВЯЗЬ МЕЖДУ ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНЫМИ КРИВЫМИ МАССОВОГО И СЧЕТНОГО РАСПРЕДЕЛЕНИЯ

Функцию $g(r)$ можно записать в следующем виде:

$$g(r) = \alpha m_r f(r),$$

где m_r — масса частиц с радиусом r; α — коэффициент пропорциональности. Подставляя это выражение в равенство (1.2), получаем

$$\int_0^\infty g(r)dr = 1 = \alpha \int_0^\infty m_r f(r)dr = \alpha \overline{m},$$

где $\overline{m} = \int_0^\infty m_r f(r)dr$ — средняя (арифметическая) масса частиц аэрозоля.

Таким образом, связь между функциями $f(r)$ и $g(r)$ задается равенством

$$g(r) = \frac{m_r}{\overline{m}} f(r). \tag{1.7}$$

Если выразить $\overline{m}$ через плотность частиц ρ_r и их средний объем $\overline{V}$ ($\overline{m} = \overline{V}\rho_r$), массовое распределение можно заменить распределением объемов частиц

$$g(r) = \frac{V(r)}{\overline{V}} f(r).$$

1.2.4. ФОРМУЛЫ ДЛЯ ОПИСАНИЯ ДИСПЕРСНОГО СОСТАВА АЭРОЗОЛЕЙ

Ввиду сложности процессов образования аэрозолей как конденсационных, так и дисперсионных, очень трудно вывести теоретические формулы функций распределения аэрозольных частиц. Тем не менее получен ряд эмпирических формул, дающих удовлетворительные результаты в некоторых специальных случаях. Наиболее часто применяют формулы Роллера, Розина – Раммлера, Хикиямы – Танасавы и др. [2, 3].

Формула Роллера имеет вид

$$D(r) = A\sqrt{r}\exp(-b/r), \tag{1.8}$$

где A и b — постоянные. Эта формула применима для распределения частиц аэрозоля промышленных порошкообразных веществ с самой разнообразной дисперсностью. Здесь b — величина, характеризующая ширину спектра размеров частиц порошка.

Значения величин A и b отыскиваются по экспериментальным данным. Если прологарифмировать выражение (1.8), то получим

$$\ln\frac{D(r)}{\sqrt{r}} = \ln A - \frac{b}{r}. \tag{1.8а}$$

Отсюда видно, что на графике в координатах $\ln[D(r)/\sqrt{r}]-1/r$ формула Роллера представляет собой прямую линию, которая пересекает ось ординат при $r \to \infty$ и имеет тангенс угла наклона к оси абсцисс, равный b.

Формула Розина – Раммлера применима к грубодисперсной пыли и дыму, образующимся путем механического распыления,

$$R(r) = \exp(-br^a), \tag{1.9}$$

где a и b — постоянные. Беннет предложил в этой формуле положить $b = 1/r_e^a$, где r_e — новый параметр. Тогда уравнение (1.9) примет вид

$$R(r) = \exp[-(r/r_e)^a], \tag{1.10}$$

и соответственно

$$D(r) = 1 - \exp[-(r/r_e)^a]. \tag{1.10,а}$$

При $r = r_e$ $R(r_e) = \exp(-1) = 0{,}368$ и $D(r_e) = 1 - \exp(-1) = 0{,}632$. Следовательно, по своему физическому смыслу r_e представляет собой такой радиус частицы, при котором масса частиц, крупнее r_e, составляет 36,8 % общей массы, а мельче r_e — 63,2 %.

Для отыскания постоянных a и b прологарифмируем уравнение (1.9). Получим

$$\ln R(r) = -br^a \quad \text{или} \quad \ln[1/R(r)] = br^a.$$

Повторно логарифмируя, находим

$$\ln[\ln 1/R(r)] = a \cdot \ln r + \ln b, \tag{1.9а}$$

т.е. в двойных логарифмических координатах формула Розина – Раммлера представляет собой прямую линию, причем коэффициент "a" определяется как тангенс угла наклона прямой к оси $\ln(r)$. Он характеризует степень полидисперсности аэрозоля: с увеличением a степень полидисперсности уменьшается, и при $a \to \infty$ все частицы имеют один и тот же размер r. Коэффициент b связан со средним размером частиц: при увеличении b этот размер возрастает, и прямая сдвигается вправо, и наоборот.

Формула Хикиямы – Танасавы характеризует выход отдельных фракций по счетной концентрации частиц

$$f(r) = Ar^2 \exp(-br^a). \tag{1.11}$$

Эта формула лучше воспроизводит форму распределения грубодисперсных аэрозолей, чем формула (1.9). Постоянные A, b и a также находятся на основании экспериментальных данных, однако метод их определения не столь очевиден, как это было в случае двух предыдущих соотношений. Обычно выражение (1.11) сначала логарифмируют

$$\ln\left[\frac{f(r)}{r^2}\right] = \ln A - br^a,$$

а затем находят постоянные A, a и b как решение задачи оптимизации (поиска минимума функции):

$$\sum_i \left\{\ln\left[\frac{f(r_i)}{r_i^2}\right] - \ln A + br_i^a\right\}^2 = \min.$$

Здесь суммирование выполняют по всем фракциям.

Кривая распределения Гаусса. Для некоторых аэрозолей дисперсные кривые имеют симметричную форму, близкую к кривой Гаусса:

$$f(r)=\frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}}\exp\left[-\frac{(r-\bar{r})^2}{2\sigma^2}\right], \tag{1.12}$$

где $\bar{r}=\frac{1}{\sum_i n_i}\sum_i n_i r$ — *средний* радиус частиц; $\sigma=\left[\frac{1}{\sum_i n_i-1}\sum_i n_i(r_i-\bar{r})^2\right]^{1/2}$ — *среднее квадратичное отклонение* величины радиуса от среднего значения. Введем новую переменную

$$\xi=\frac{r-\bar{r}}{\sqrt{2}\sigma}, \qquad r=\bar{r}+\sqrt{2}\sigma\xi, \qquad dr=\sqrt{2}\sigma d\xi$$

и вычислим долю частиц с радиусом, меньшим r_1 или равным ему:

$$D_n(r_1)=\int_0^{r_1} f(r)dr=\frac{1}{\sqrt{2\pi}\sigma}\int_0^{r_1}\exp\left[-\frac{(r-\bar{r})^2}{2\sigma^2}\right]dr=\frac{1}{\sqrt{\pi}}\int_{-\bar{r}/\sqrt{2}\sigma}^{(r_1-\bar{r})/\sqrt{2}\sigma}e^{-\xi^2}d\xi \tag{1.13}$$

Поскольку функция $f(r)$ отлична от нуля только при $r \geq 0$, то нижней границей интеграла (1.13) может быть взята любая достаточно большая величина, в частности $-\infty$. Но тогда можно записать

$$\begin{aligned}D_n(r_1)&=\frac{1}{\sqrt{\pi}}\int_{-\infty}^{(r_1-\bar{r})/\sqrt{2}\sigma}e^{-\xi^2}d\xi=\frac{1}{\sqrt{\pi}}\int_{-\infty}^{0}e^{-\xi^2}d\xi+\frac{1}{\sqrt{\pi}}\int_0^{\xi_1}e^{-\xi^2}d\xi=\\&=\frac{1}{\sqrt{\pi}}\int_0^{\infty}e^{-\xi^2}d\xi+\frac{1}{\sqrt{\pi}}\int_0^{\xi_1}e^{-\xi^2}d\xi=\frac{1}{2}[1+\mathrm{erf}(\xi_1)],\end{aligned} \tag{1.14}$$

где $\mathrm{erf}(\xi_1)=\frac{2}{\sqrt{\pi}}\int_0^{\xi_1}e^{-\xi^2}d\xi$ — функция Крампа или интеграл вероятности Гаусса, а ξ_1 — значение ξ, соответствующее r_1. Функция Крампа табулирована, и ее значения приведены в справочниках специальных функций.

Таким образом, суммарный выход по минусу однозначно связан с переменной ξ, и можно раз и навсегда представить зависимость (1.14) в виде универсальной таблицы (см. табл. 1.2). Отложим ξ в произвольном масштабе на оси ординат и обозначим на ней соответствующие значения 0,5[1 + + erf(ξ)], т.е. долю частиц в нормальном распределении, для которых справедливо неравенство $r<\bar{r}+\sigma\sqrt{2}\xi$, а на оси абсцисс — величину r. Если в такой "вероятностной" системе координат построить кривую $D_n(r)$, выражающую долю частиц радиусом меньшим r, как функцию от r, то в соответствии с (1.14) должна получиться прямая линия, пересекающая ось абсцисс в точке $r=\bar{r}$. Тангенс угла наклона прямой к оси абсцисс равен $(\sqrt{2}\sigma)^{-1}$.

В большинстве практически важных случаев приходится сталкиваться с несимметричными кривыми распределения, как у конденсационных, так и у дисперсионных аэрозолей, причем несиммет-

Таблица 1.2

Значения функции $D_n(r)$ для кривой нормального распределения

ξ	D	ξ	D	ξ	D	ξ	D
–2,50	0,000203	–0,90	0,101545	0,10	0,556230	0,90	0,898455
–2,40	0,000344	–0,80	0,128950	0,15	0,584000	0.95	0,910445
–2,30	0,000571	–0,70	0,161100	0,20	0,611350	1,00	0,921350
–2,20	0,000921	–0,60	0,198070	0,25	0,638165	1,05	0,931220
–2,10	0,001489	–0,50	0,239750	0,30	0,664315	1,10	0,940105
–2,00	0,002389	–0,45	0,262260	0,35	0,689690	1,15	0,948060
–1,90	0,003605	–0,40	0,285805	0,40	0,714195	1,20	0,955155
–1,80	0,005455	–0,35	0,310310	0,45	0,737740	1,30	0,967005
–1,70	0,008105	–0,30	0,335685	0,50	0,760250	1,40	0,976145
–1,60	0,011825	–0,25	0,361885	0,55	0,781660	1,50	0,983055
–1,50	0,016945	–0,20	0,388650	0,60	0,801930	1,60	0,988175
–1,40	0,023855	–0,15	0,416000	0,65	0,821015	1,70	0,991895
–1,30	0,032995	–0,10	0,443770	0,70	0,838900	1,80	0,994545
–1,20	0,044845	–0,05	0,471815	0,75	0,855580	1,90	0,996395
–1,10	0,059895	0	0,500000	0,80	0,871050	2,00	0,997661
–1,00	0,078650	0,05	0,528185	0,85	0,885335	2,20	0,999068

ричность, как правило, проявляется в виде более крутого наклона кривой в сторону малых r (см. рис.1.1). Выход из положения заключается в том, что на оси абсцисс откладывают логарифм радиуса (или диаметра) частиц. В этом случае начало оси абсцисс растягивается и дифференциальная кривая принимает почти симметричную форму, близкую к кривой Гаусса.

Логарифмически нормальное распределение является реализацией вышеописанного подхода. Она определяется выражением

$$f(r)dr = \frac{1}{\sqrt{2\pi}\lg\sigma_г}\exp\left[-\frac{(\lg r - \lg r_г)^2}{2(\lg\sigma_г)^2}\right]d(\lg r). \qquad (1.15)$$

Здесь $r_г$ и $\sigma_г$ — средний геометрический радиус и стандартное геометрическое отклонение соответственно. Эти величины устанавливают на основе экспериментальных данных или вычисляют по формулам:

$$\lg r_г = \frac{\sum_i n_i \lg r_i}{\sum_i n_i}; \qquad \lg\sigma_г = \left[\frac{\sum_i n_i(\lg r_i - \lg r_г)^2}{\sum_i n_i - 1}\right]^{1/2}.$$

Если, как и ранее, ввести новую переменную

$$\xi = \frac{\lg r - \lg r_г}{\sqrt{2}\lg\sigma_г},$$

то снова получим формулу (1.14), в которой, однако, аргументом будет являться не радиус частицы, а его логарифм.

Чем выше степень полидисперсности аэрозоля, тем больше стандартное отклонение $\lg(\sigma_r)$, следовательно, тем меньше угол наклона прямой. Чем меньше средний геометрический радиус частиц, тем более высокое расположение занимает линия распределения на вероятностно-логарифмической сетке.

Многочисленные опытные данные подтверждают обоснованность применения закона логарифмически нормального распределения для оценки дисперсности конденсационных и ряда дисперсионных аэрозолей.

1.2.5. СРЕДНИЕ ДИАМЕТРЫ ЧАСТИЦ АЭРОЗОЛЯ

Как уже отмечалось, диаметр частиц аэрозоля является весьма важной их характеристикой: от диаметра частицы зависит коэффициент диффузии, ширина линий рентгеновского спектра, величина поверхности частиц и т.д.

Однако диаметр частиц имеет определенный геометрический смысл только для шарообразных частиц, которые встречаются весьма редко. Частицы аэрозоля одного и того же происхождения имеют обычно самую разнообразную геометрическую форму.

Для возможности одинакового выражения законов для частиц любой формы и упрощения расчетов вводят понятие эквивалентного диаметра, в которое вкладывают различное содержание в зависимости от того, какая задача решается. В простейшем случае под эквивалентным диаметром понимают диаметр сферической частицы, равновеликой по объему реальной частице. При решении задач динамики аэрозоля используют *стоксовский* или *седиментационный* диаметр, за который принимают диаметр условной шарообразной частицы, имеющей скорость падения (оседания) в неподвижной газовой среде, равную скорости падения рассматриваемой действительной частицы.

Другое затруднение, связанное с оценкой диаметра частицы, объясняется полидисперсностью аэрозоля. Здесь выход из положения находят в определении некоего среднего диаметра. Существует множество разнообразных формул для расчета среднего диаметра. Суть всех этих формул заключается в усреднении, т.е. в замене реального полидисперсного аэрозоля условным монодисперсным аэрозолем с размером частиц, равным среднему диаметру.

Наиболее часто в качестве средних диаметров (радиусов) используют средний арифметический, средний квадратичный, средний кубический, Саутера, медианный, средний геометрический и др.

Усреднение может производиться как по счетному, так и по массовому содержанию частиц. Ниже, чтобы исключить путаницу в обозначениях, в формулах используется радиус частицы. Переход к диаметру осуществляется умножением на два.

– СРЕДНИЕ СЧЕТНЫЕ РАДИУСЫ ЧАСТИЦ

Средний арифметический радиус (r_{10}). Полидисперсный аэрозоль заменяется условным монодисперсным, радиус частиц которого равен r_{10}, причем число частиц, а также сумма радиусов у обоих аэрозолей одинаковы.

В соответствии с выражениями (1.1) и (1.2) можно записать

$$r_{10}\int_{r_0}^{r_k} f(r)dr = \int_{r_0}^{r_k} rf(r)dr.$$

Но $f(r) = dn/dr$. Тогда

$$r_{10}\int_{r_0}^{r_k}\frac{dn}{dr}dr=\int_{r_0}^{r_k}r\frac{dn}{dr}dr,$$

откуда

$$r_{10}=\frac{1}{\int_{r_0}^{r_k}dn}\int_{r_0}^{r_k}rdn\approx\frac{1}{n}\sum_i r_i n_i=\sum_i r_i\Delta n_i. \tag{1.16}$$

Здесь r_i — средний радиус i-той фракции аэрозоля; $\Delta n_i = n_i/n$, где n_i — число частиц i-той фракции; n — полное число всех зарегистрированных частиц.

Средний квадратичный (средний по поверхности) радиус (r_{20}). В данном случае действительный аэрозоль заменяется условным так, чтобы оба аэрозоля имели одинаковое число частиц и одинаковую суммарную поверхность. Из условия равенства поверхностей обоих аэрозолей находим

$$4\pi\int_{r_0}^{r_k}r^2\frac{dn}{dr}dr=4\pi r_{20}^2\int_{r_0}^{r_k}\frac{dn}{dr}dr;$$

$$r_{20}=\left(\frac{\int_{r_0}^{r_k}r^2dn}{\int_{r_0}^{r_k}dn}\right)^{1/2}\approx\left(\sum_i r_i^2\Delta n_i\right)^{1/2}. \tag{1.17}$$

Средний кубический (средний объемный) радиус (r_{30}). При его определении полагают, что оба аэрозоля имеют одинаковое число частиц и одинаковый полный объем частиц:

$$r_{30}=\left(\frac{\int_{r_0}^{r_k}r^3dn}{\int_{r_0}^{r_k}dn}\right)^{1/3}\approx\left(\sum_i r_i^3\Delta n_i\right)^{1/3}. \tag{1.18}$$

Средний геометрический радиус ($r_г$). Он может быть определен как

$$r_г=\sqrt[n]{r_0^{n_0}\cdot r_1^{n_1}\cdot r_2^{n_2}\ldots r_i^{n_i}\ldots r_k^{n_k}}$$

или

$$\lg r_г = \frac{\int_{r_0}^{r_k} \lg r dn}{\int_{r_0}^{r_k} dn} \approx \sum_i \lg r_i \Delta n_i. \qquad (1.19)$$

Средний медианный радиус ($r_м$). Этот радиус определяется условием $R_n(r_м) = D_n(r_м) = 0{,}5$. Это означает, что половина частиц имеет радиус меньше $r_м$, а половина — больше. При нормальном распределении $r_м = r_г$.

Средний медианный диаметр не имеет точного аналитического выражения, и его определяют графически по интегральной кривой распределения, проводя через суммарный выход 0,5 линию, параллельную оси абсцисс, до пересечения с кривой.

Радиус Саутера (r_{32}). Для его определения полагается, что оба аэрозоля, измеряемый и фиктивный, имеют одинаковые объем и поверхность всех частиц. У измеряемого аэрозоля отношение полного объема к полной поверхности равно

$$\frac{V}{F} = \frac{\frac{3}{4}\pi\int_{r_0}^{r_k} r^3 dn}{4\pi\int_{r_0}^{r_k} r^2 dn} = \frac{1}{3}\frac{\int_{r_0}^{r_k} r^3 dn}{\int_{r_0}^{r_k} r^2 dn},$$

а у фиктивного аэрозоля $\frac{V'}{F'} = \frac{\frac{3}{4}\pi r_{32}^3 n}{4\pi r_{32}^2 n} = \frac{1}{3} r_{32}$.

Так как $V/F = V'/F'$, то

$$r_{32} = \frac{\int_{r_0}^{r_k} r^3 dn}{\int_{r_0}^{r_k} r^2 dn} \approx \frac{\sum_i r_i^3 \Delta n_i}{\sum_i r_i^2 \Delta n_i} = \frac{r_{30}^3}{r_{20}^2}. \qquad (1.20)$$

Средние диаметры (радиусы) частиц по массе.

Аналогично средним счетным диаметрам могут быть получены формулы средних диаметров частиц по массе. Для этого достаточно заменить в конечных результатах предыдущих формул отношение $\Delta n_i = n_i/n$ на отношение $\Delta g_i = g_i/G$, причем g_i — масса частиц i-той фракции, а G — масса всех частиц.

Медианный массовый радиус $r_м'$ определяется аналогично медианному счетному радиусу.

Различие средних радиусов одного и того же аэрозоля является признаком его полидисперсности. Чем ближе аэрозоль к монодисперсному, тем меньше эта разница.

Формулы (1.16)–(1.20) можно выразить через обобщенное логарифмически нормальное распределение частиц аэрозоля по диаметрам [4]:

$$d_p = d_г \exp(p \ln^2 \sigma_г), \qquad (1.21)$$

где p — параметр, определяющий различные возможные диаметры частиц аэрозоля.

Соотношение (1.21) является более общей формой хорошо известного уравнения Хэча – Чоута [5], используемого для преобразования данных по измерению количества частиц в данные по измерению их массы, и наоборот.

В своей первоначальной форме уравнение Хэча – Чоута для преобразования числа частиц в массу записывается как

$$\lg d_{mmd} = \lg d_г + 6{,}9 \lg^2 \sigma_г \qquad (1.22)$$

для массового медианного диаметра d_{mmd} (табл. 1.3) и как

$$\lg d_{smd} = \lg d_г + 4{,}6 \lg^2 \sigma_г \qquad (1.23)$$

для поверхностного медианного диаметра d_{smd} (табл. 1.3). Эти уравнения могут быть выведены из формулы (1.21). Важно отметить, что независимо от метода определения диаметра значения $\sigma_г$ будут одинаковыми. Таким образом, для логарифмически – нормального распределения $\sigma_г$ будут одинаковыми при измерении частиц, их поверхности и массы.

Таблица 1.3

Значение параметра p [уравнение (1.21)] для различных определений диаметров частиц аэрозоля

Диаметр	p
1. Счетная мода*[3]	–1,0
2. Счетный средний геометрический или счетный медианный	0
3. Средний арифметический	0.5
4. Среднеквадратичный или поверхностная мода*[1]	1,0
5. Среднекубический	1,5
6. Поверхностный медианный	2,0
7. Поверхностный средний*[2]	2,5
8. Массовый медианный	3,0
9. Массовый средний	3,5

Примечания. *[1] Определяется как $[\Sigma(n_i d_i)/\Sigma n_i]^{1/2}$. *[2] Определяется как $1/\lg\{\Sigma[n_i(\lg d_i)^2]/\Sigma n_i\}^{1/2}$. *[3] Мода характеризуется максимум в счетном распределении частиц по размерам. Номера 1–5 относятся к счетному распределению; 6–7 — к поверхностному; 8–9 — к объемному.

Таблица 1.4

Значения коэффициента формы ψ для некоторых геометрических тел

Форма частицы	ψ	Форма частицы	ψ
Шар	1,000	Диск ($h = r/3$)	0,594
Куб	0,806	Диск ($h = r/10$)	0,323
Призма ($a \times a \times 2a$)	0,767	Диск ($h = r/15$)	0,220
Призма ($a \times 2a \times 2a$)	0,761	Цилиндр ($h = 3r$)	0,860
Призма ($a \times 2a \times 3a$)	0,725	Цилиндр ($h = 10r$)	0,691
Диск ($h = r$)	0,827	Цилиндр ($h = 20r$)	0,580

Примечание: a — длина; r — радиус; h — высота.

Частицы в большинстве аэродисперсных систем (практически во всех, кроме тумана) имеют неправильную не шарообразную форму. Нередко для оценки аэрозоля необходимо знать численное выражение "степени неправильности" частиц. Ввиду того, что для всех законов, определяющих свойства частиц аэрозоля, наиболее простые математические выражения получаются для шарообразной формы частиц, то за "степень неправильности", или "коэффициент сферичности", принимают степень отклонения действительной формы частицы от шарообразной.

Коэффициент сферичности, или *коэффициент формы* частицы ψ, определяется как отношение поверхности эквивалентного шара, объем которого равен объему действительной частицы, к поверхности частицы:

$$\psi = F_{ш}/F = 4{,}878V^{2/3}/F,$$

где V — объем действительной частицы. Поскольку шар имеет минимальную поверхность на единицу объема, то всегда $\psi \leq 1$. Некоторые значения ψ представлены в табл. 1.4

Практическое определение коэффициента формы частиц аэрозоля связано с большими трудностями.

1.3. ОЦЕНКА ЭФФЕКТИВНОСТИ УЛАВЛИВАНИЯ ПЫЛИ

В общем случае степень улавливания пыли η в пылеулавливающем аппарате (ее еще называют эффективностью очистки) определяют как отношение количества пыли, кг/с, уловленной $G_{ул}$, к количеству пыли, поступившему в него $G_{вх}$:

$$\eta = G_{ул}/G_{вх}, \tag{1.24}$$

или

$$\eta = (G_{вх} - G_{вых})/G_{вх} = 1 - G_{вых}/G_{вх}, \tag{1.25}$$

где $G_{вых}$ — количество пыли в газе на выходе из пылеуловителя, кг/с. Степень улавливания можно определить также по формуле:

$$\eta = G_{ул}/(G_{ул} + G_{вых}). \tag{1.26}$$

Выражая количество пыли G в газе через его запыленность z и расход газа V, т.е. $G=Vz$, формулы (1.24) – (1.26) можно переписать в виде

$$\eta = G_{ул}/(z_{вх}V_{вх}); \tag{1.27}$$

$$\eta = 1 - \frac{z_{вых}V_{вых}}{z_{вх}V_{вх}} = 1 - \frac{z_{вых}(1-\alpha)}{z_{вх}}; \tag{1.28}$$

$$\eta = G_{ул}/(G_{ул} + z_{вх}V_{вых}), \tag{1.29}$$

где $z_{вх}$, $z_{вых}$ — запыленность газа на входе и выходе пылеуловителя соответственно, г/м^3; $V_{вх}$, $V_{вых}$ — расход газа на входе и выходе пылеуловителя соответственно, м^3/ч; α — относительная величина подсоса в пылеуловитель, т.е. отношение количества воздуха, подсасываемого в пылеуловитель (между входом и выходом), к количеству газа на входе в него.

Способы определения α изложены в [6].

В случае высокоэффективных пылеуловителей расчет степени улавливания по формулам (1.24) и (1.26) может приводить к значительным ошибкам. Это объясняется тем, что значения числителя и

знаменателя в указанных формулах при высоких значениях η весьма близки и даже небольшие ошибки в определении $G_{ул}$ могут существенно влиять на результаты расчетов. Поэтому в указанном случае целесообразно использовать формулы (1.25) и (1.28).

Абсолютные значения расходов газа $V_{вх}$ и $V_{вых}$ находить необязательно, достаточно знать их отношение $V_{вх}/V_{вых}$, которое можно определить по изменению концентрации какого-либо газообразного компонента, не вступающего в пределах пылеуловителя в реакции, например SO_2. Заменяя отношение объемов обратным ему отношением концентраций SO_2, получим

$$\eta = 1 - G'_{SO_2} z_{вых} / (G''_{SO_2} z_{вх}). \tag{1.30}$$

Величина, дополняющая степень очистки пылеуловителя до единицы, называется степенью проскока ξ:

$$\xi = 1 - \eta. \tag{1.31}$$

При последовательном соединении нескольких пылеулавливающих аппаратов степени проскока через первый, второй и третий аппарат будут равны

$$G_{1вых}/G_{1вх} = 1 - \eta_1; \quad G_{2вых}/G_{1вых} = 1 - \eta_2; \quad G_{3вых}/G_{2вых} = 1 - \eta_3,$$

так как $G_{1вых} = G_{2вх}$, $G_{2вых} = G_{3вх}$. Следовательно, общая степень очистки в трех последовательно включенных аппаратах составит

$$h = 1 - G_{3вых}/G_{1вх} = 1 - (1 - \eta_1)(1 - \eta_2)(1 - \eta_3). \tag{1.32}$$

Эффективность очистки для частиц пыли различных размеров неодинакова. В большинстве случаев лучше улавливается более крупная пыль. Под фракционной степенью очистки $\eta_ф$ понимают массовую долю частиц данной фракции, осаждаемую в пылеулавливающем аппарате. Она может быть найдена из уравнения изменения фракционного состава аэрозоля при прохождении через аппарат:

$$g''_ф = g_ф(1 - \eta_ф)(1 - \eta), \tag{1.33}$$

где $g_ф$ и $g''_ф$ — содержание данной фракции на выходе в аппарат и на выходе из него, %.

Отсюда

$$\eta_ф = [g_ф - g''_ф(1 - \eta)]/g_ф. \tag{1.34}$$

Другие формулы для фракционной степени очистки получают из (1.33), (1.34) с учетом нормировки (1.2):

$$\eta_ф = g'_ф \eta / g_ф; \tag{1.35}$$

$$\eta_ф = g'_ф \eta / [g'_ф \eta + g'_ф (1 - \eta)]. \tag{1.36}$$

Здесь $g'_ф$ — содержание данной фракции в уловленной пыли, %.

Фракционные степени очистки газа в пылеулавливающем аппарате подчиняются уравнению материального баланса

$$\eta = \frac{1}{100}\sum_{i=1}^{n}\eta_{\phi}(d_i)g_{\phi}(d_i), \qquad (1.37)$$

где $g_{\phi}(d_i)$ — выход фракции частиц диаметра d_i, %; n — число фракций.

Остаточную запыленность газа легко найти по начальной запыленность и степени проскока:

$$z_{вых} = x_{вх}(V_{вх}/V_{вых}). \qquad (1\ 38)$$

Зная $z_{вых}$ можно определить количество выбрасываемой пыли в атмосферу, которое является исходной величиной для расчета приземных концентраций пыли и потерь продукта.

1.4. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ФРАКЦИОННОГО СОСТАВА ПЫЛИ

Методы определения фракционного состава пыли делятся на две группы:

1. Взвешенные в газе частицы вначале выделяются из него, а затем производится их фракционный анализ. Это ситовый анализ, микроскопирование, жидкостная седиментация, воздушная сепарация (см. [1, 6]). Методы первой группы требуют тщательной подготовки для получения представительной пробы пыли.

2 Выделение частиц из газового потока и их разделение по размерам производятся одновременно Поэтому в анализ не вносятся искажения, вызываемые возможным укрупнением пыли вследствие ее слеживания или слипания. К этой группе относятся сепарация в циклонных сепараторах (с использованием для осаждения пыли циклонов небольшого диаметра), сепарация в струйных сепараторах (импакторах) и сепарация в ротационных анализаторах. Указанные методы, не требующие предварительного отбора проб пыли, предпочтительны при пыли, склонной к слипанию, т.е. в условиях, довольно часто встречающихся в цветной, а также черной металлургии.

1.4.1. МЕТОДЫ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ФРАКЦИОННОГО СОСТАВА БЕЗ ПРЕДВАРИТЕЛЬНОГО ОТБОРА ПРОБ

Циклонный сепаратор конструкции НИИОгаза (рис. 1.3) состоит из сдвоенной первой ступени *1*, *6* для отделения грубых частиц и двух циклонов *2* и *3* диаметром 32 и 16 мм, являющихся второй и третьей ступенями разделения. На выходе последней ступени установлен стеклотканый фильтр *4*.

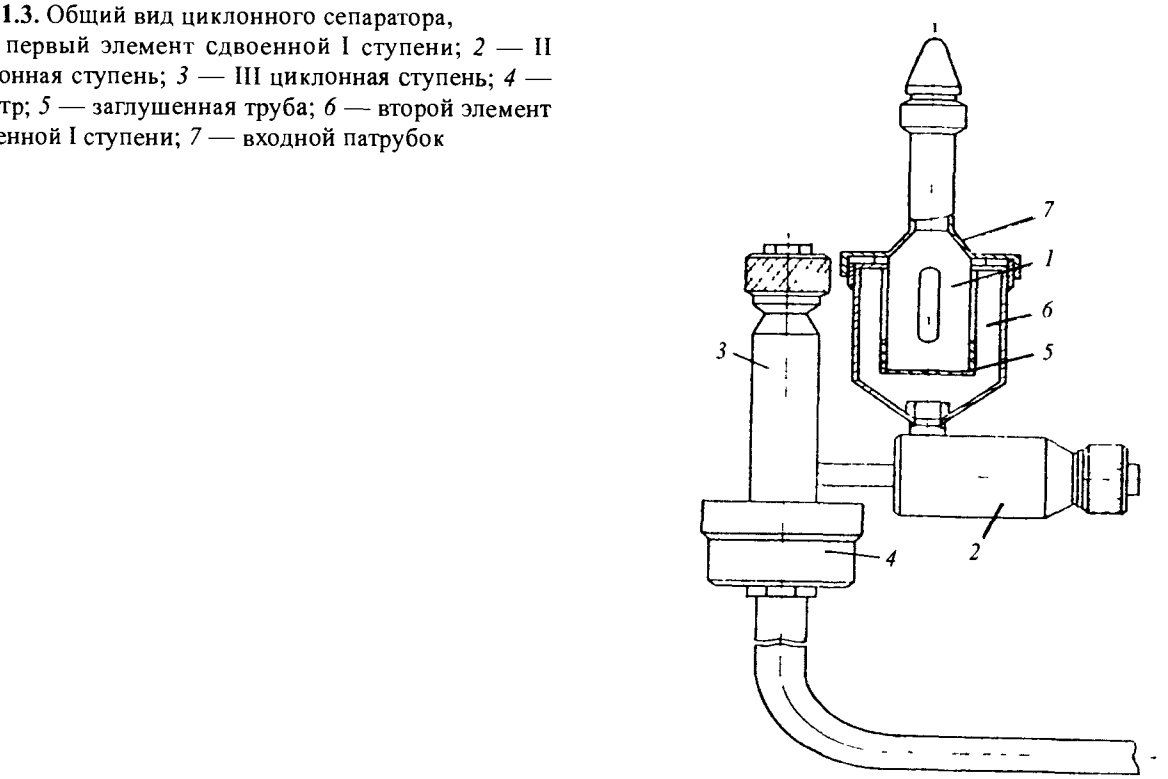
Принцип действия прибора — разделение частиц по размерам при последовательном прохождении запыленного газового потока через ступени с повышающейся степенью улавливания. В первом элементе сдвоенной ступени пыль осаждается в торцевой части глухой трубки *5*, во втором — на внутренней поверхности цилиндра *6*. Для обеспечения изокинетичности отбора входной патрубок *7* снабжен сменными наконечниками. Прибор во время измерений вводится в газоход через люк.

Расчет дисперсного состава сводят к графическому определению параметров распределения по проскокам пыли через ступени и к построению по этим параметрам графика дисперсного состава в вероятностно-логарифмических координатах (принимая, что распределение подчиняется логарифмически нормальному закону).

Описанная конструкция позволяет избежать осаждения частиц во входной трубке прибора и тем самым ограничить погрешности до ±15 % для среднего размера частиц. Прибор дает возможность анализировать пыль с частицами размером от 1 до 25 мкм при запыленности газа до 100 г/м^3. Допустимая максимальная температура газового потока 250 °С.

Ротационный анализатор. Устройство, разработанное Г. М. Скрябиным, представляет собой роторную центрифугу проточного типа. Запыленный газ просасывается по каналу вращающегося ротора благодаря разрежению на выходе прибора (рис. 1.4). Под действием центробежной силы частицы выделяются из потока на стенки канала. Распределение частиц рассчитывают по массе осадка

Рис. 1.3. Общий вид циклонного сепаратора,
1 — первый элемент сдвоенной I ступени; *2* — II циклонная ступень; *3* — III циклонная ступень; *4* — фильтр; *5* — заглушенная труба; *6* — второй элемент сдвоенной I ступени; *7* — входной патрубок



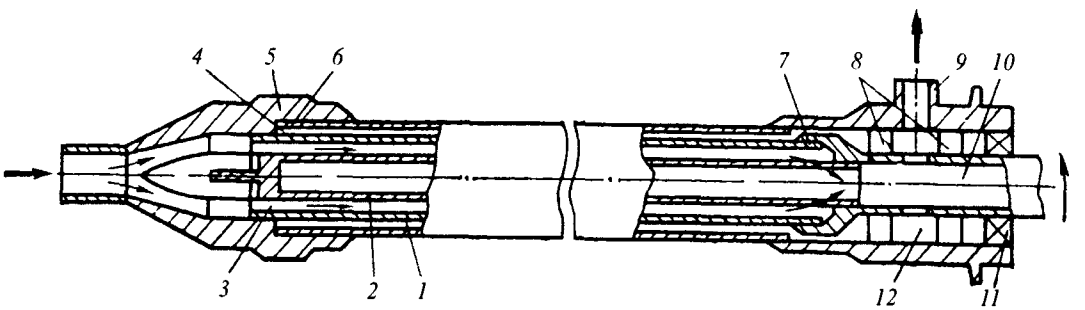


Рис. 1.4. Ротационный анализатор дисперсности пыли:
1, 2 — трубки; *3* — кольцевая щель; *4, 11* — подшипники; *5* — передняя головка; *6* — конус-обтекатель; *7* и *12* — окна, *8* — уплотнения: *9* — штуцер; *10* — камера

пыли на внутренней поверхности съемных стаканчиков, образующих поверхность канала для прохода газа.

Результаты анализа для расчета дисперсного состава пыли представляют в виде кривой накопления осадка по длине канала. Соотношение между размером частиц и расстоянием от начала канала до сечения, где заканчивается осаждение частиц данного диаметра, определяют при тарировке прибора.

Недостатком прибора следует считать погрешность анализа вследствие осаждения небольшой части пыли на участке пылезаборной трубки, через которую газопылевой поток попадает в прибор.

Струйный сепаратор (импактор). Принцип действия прибора — инерционное осаждение взвешенных частиц на плоскую поверхность вследствие резкого изменения направления движения запыленного газового потока. Отбираемая из газохода часть газового потока просасывается под воздействием разности давления через несколько последовательно расположенных в корпусе сепа-

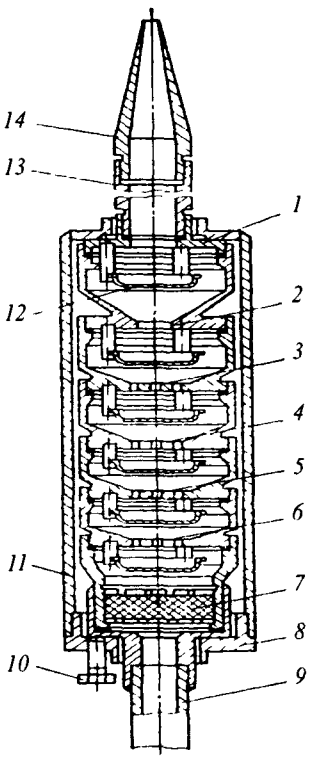


Рис. 1.5. Импактор НИИОгаза:
1, 2 — одиночные сопла; *3–6* — сопловые решетки; *7* — фильтр; *8* — крышка; *9* — отсосная трубка; *10* — поджимной болт для уплотнения прокладок; *11* — корпус; *12* — тарельчатая подложка; *13* — заборный носик; *14* — наконечник носика

ратора сопел, против которых установлены ловушки. Ловушки могут быть либо в виде плоских тарелок (подложек), покрытых слоем липкой смазки, либо в виде кассет, наполненных стекловатой.

Диаметр сопел по ходу газа в приборе уменьшается. В каждой последующей ловушке в соответствии с ростом скорости выходящего из сопел газа улавливаются все более тонкие частицы. Найдя условный граничный размер частиц, улавливаемых в каждой ловушке, можно по массе пыли в них построить кривую распределения фракционного состава анализируемой пыли.

Отбор газа осуществляется с соблюдением изокинетичности. На выходе прибора для улавливания самых малых частиц имеется фильтр. Недостаток прибора — ограничение максимальной температуры газа, отбираемого из газохода. Например, в импакторе конструкции НИИОгаза (рис. 1.5) эта температура в соответствии с условиями работы деталей из тефлона составляет 250 °С.

1.4.2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ СРЕДНЕГО РАЗМЕРА ЧАСТИЦ ПЫЛИ ПО ВЕЛИЧИНЕ ЕЕ УДЕЛЬНОЙ ПОВЕРХНОСТИ

В случаях, когда определение дисперсности пыли не может быть по какой-либо причине проведено, прибегают к косвенному методу определения среднего размера частиц в отобранной пробе. Этот метод основан на определении удельной поверхности частиц в пробе пыли, по которой можно рассчитать искомую величину среднего размера.

Удельную поверхность пыли определяют на основании измерения воздухопроницаемости, т. е. величины гидравлического сопротивления, создаваемого слоем исследуемой пыли при прохождении через него данного объема воздуха. С этой целью используют прибор Товарова (рис. 1.6). Величину удельной поверхности пыли, м^2/кг, подсчитывают по формуле

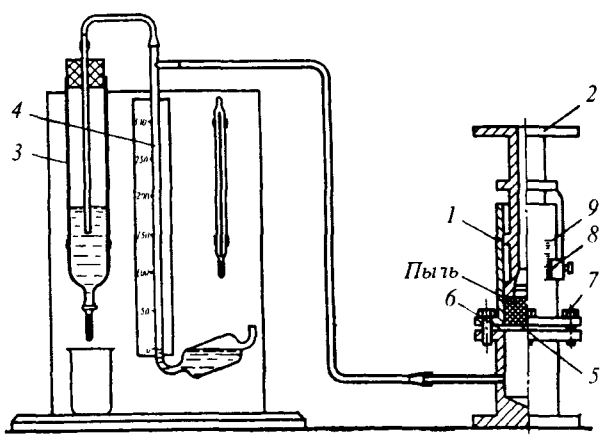


Рис. 1.6. Прибор Товарова:
1 — гильза; *2* — полый плунжер; *3* — аспиратор; *4* — манометр; *5* — решетка; *6* — резиновая прокладка; *7* — болт; *8, 9* — конус

$$S = \frac{1{,}4}{\rho_п}\sqrt{\frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2}\cdot\frac{Fp\tau}{h\eta Q}}, \tag{1.39}$$

где $\rho_п$ — истинная плотность пыли, кг/м^3; F — площадь сечения гильзы прибора, м^2; p — показания манометра прибора, Па; τ — время, за которое вытекла вода из аспиратора прибора, с; Q — масса воды, вытекшей из аспиратора, кг; h — высота столбика пыли в гильзе, м; η — динамическая вязкость воздуха, Па·с; $\varepsilon = (Fh\rho_п - G)/(Fh\rho_п)$ — пористость пыли в приборе, где G — навеска (масса) исследуемой пыли, помещенная в приборе, кг.

Зная удельную поверхность пыли, можно подсчитать условный средний размер частиц в предположении, что все они шарообразные. Диаметр частиц d, мкм, находят при этом по формуле

$$d = 6\cdot10^{-6}/(Sc_п). \tag{1.40}$$

Следует, однако, отметить, что знание только среднего размера частиц полидисперсной пыли для выбора аппаратов пылеулавливания и их расчета недостаточно и дает возможность проводить только грубые оценки возможной эффективности установок газоочистки.

1.5. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЗАПЫЛЕННОСТИ ГАЗА

Запыленностью газа называется масса частиц, содержащихся в 1 м^3 газа, приведенного к нормальным условиям. Определение запыленности газа предусматривает:

а) отбор некоторого объема пылегазового потока из газохода с сохранением концентрации и дисперсности пыли;

б) измерение общего объема отобранного газа;

в) полное улавливание пыли из отобранного объема газа с последующим определением ее количества.

Зная количество пыли и объем газа, в котором она содержалась, находят запыленность газа.

Место отбора запыленного газа должно находиться на прямом участке газохода на расстоянии не менее пяти диаметров от фасонных частей, дросселей, вентиляторов и т.д. Во избежание ошибок из-за неравномерного распределения пыли по сечению (особенно при грубой пыли) целесообразно отбирать газ на вертикальном участке газохода. При невозможности обеспечить достаточную длину прямого вертикального участка или в случае необходимости отбора на горизонтальном участке определяют поле запыленности, т.е. ведут отбор из разных точек сечения, разбивая его условно так же, как и при снятии поля скоростей (см. далее). Далее определяют величину коэффициента поля запыленности

$$\sigma_{ср} = z_{ср}/z_0, \tag{1.41}$$

где $z_{ср}$ — средняя запыленность в данном сечении газохода, г/м^3; z_0 — запыленность в центре сечения газохода, г/м^3.

Величину $z_{ср}$ определяют по формуле

$$z_{ср} = \sum_1^n V_i z_i \Big/ \sum_1^n V_i, \tag{1.42}$$

где V_i — количество газа, проходящего через i-тый участок из n равновеликих участков, на которые разбито сечение (колец в случае круглого газохода), м^3/ч; z_i — запыленность в i-том участке.

Если величина $\sigma_{ср}$ сохраняется постоянной во времени, определение средней запыленности сводится к нахождению величины запыленности в средней точке сечения и подсчету $z_{ср}$ на основании формулы (1.41).

Если величина $\sigma_{ср}$ не является постоянной во времени, а зависит от режима работы основного технологического (металлургического) оборудования, то для каждого опыта надо определять $z_{ср}$.

Запыленный газ обычно отбирают с помощью пылезаборных трубок, вводимых в газоход в соответствующую точку сечения. Входное отверстие трубки должно быть направлено навстречу газовому потоку и располагаться перпендикулярно ему; скорость отбора, т. е. скорость газа во входном отверстии трубки, должна быть равна скорости газа в данном месте газохода (условие изокинетичности отбора).

1.5.1. ПЫЛЕЗАБОРНЫЕ ТРУБКИ

– ПРОСТЫЕ ПЫЛЕЗАБОРНЫЕ ТРУБКИ

К ним относятся, например, трубки конструкции Гинцветмета и НИИОгаза, имеющие идентичное устройство. Для обеспечения изокинетичности отбора газа предварительно определяют скорость газа в соответствующей точке газохода с помощью пневмометрической трубки. Пылезаборные трубки имеют электрический обогрев во избежание конденсации в них паров, содержащихся в отбираемых из газохода газах. Разрез трубки конструкции Гинцветмета показан на рис. 1.7. Трубки данного типа снабжаются комплектом наконечников. Это позволяет использовать их в широком диапазоне скоростей газов, подбирая для обеспечения изокинетичности отбора нужный диаметр входного отверстия наконечника.

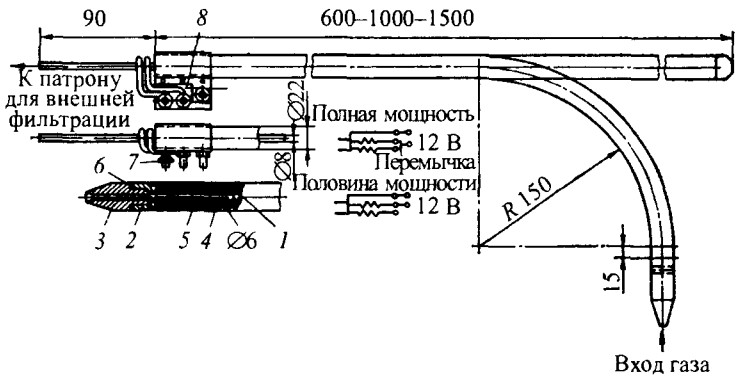


Рис. 1.7. Заборная трубка Гинцветмета:
1 — внутренняя трубка $\varnothing_{вн}$6 мм; *2* — гнездо для установки сменного наконечника; *3* — наконечник; *4* — электрообогрев; *5* — кожух (трубка $\varnothing_{вн}$20 мм); *6* — разрезная шайба; *7* — контакты электробогрева; *8* — щиток электрообогрева

– ТРУБКИ НУЛЕВОГО ТИПА

В этих трубках для соблюдения изокинетичности отбора разность статических напоров, измеряемых внутри канала трубки и вне его (в газовом потоке, омывающем трубку), поддерживают равной нулю. Трубка соединяется с микроманометром, и отбор регулируют, поддерживая показания этого прибора на нуле. Трубки этого типа применяют для газовых потоков с переменной по сечению газохода скоростью, содержащих достаточно крупную пыль (с частицами размером более 10–20 мкм). Типичная конструкция трубки нулевого типа (конструкции ВТИ) показана на рис. 1.8. Использование таких трубок при малой скорости газов в газоходе (порядка нескольких метров в секунду) не целесообразно из-за трудностей в определении отклонений показания прибора от нулевого уровня.

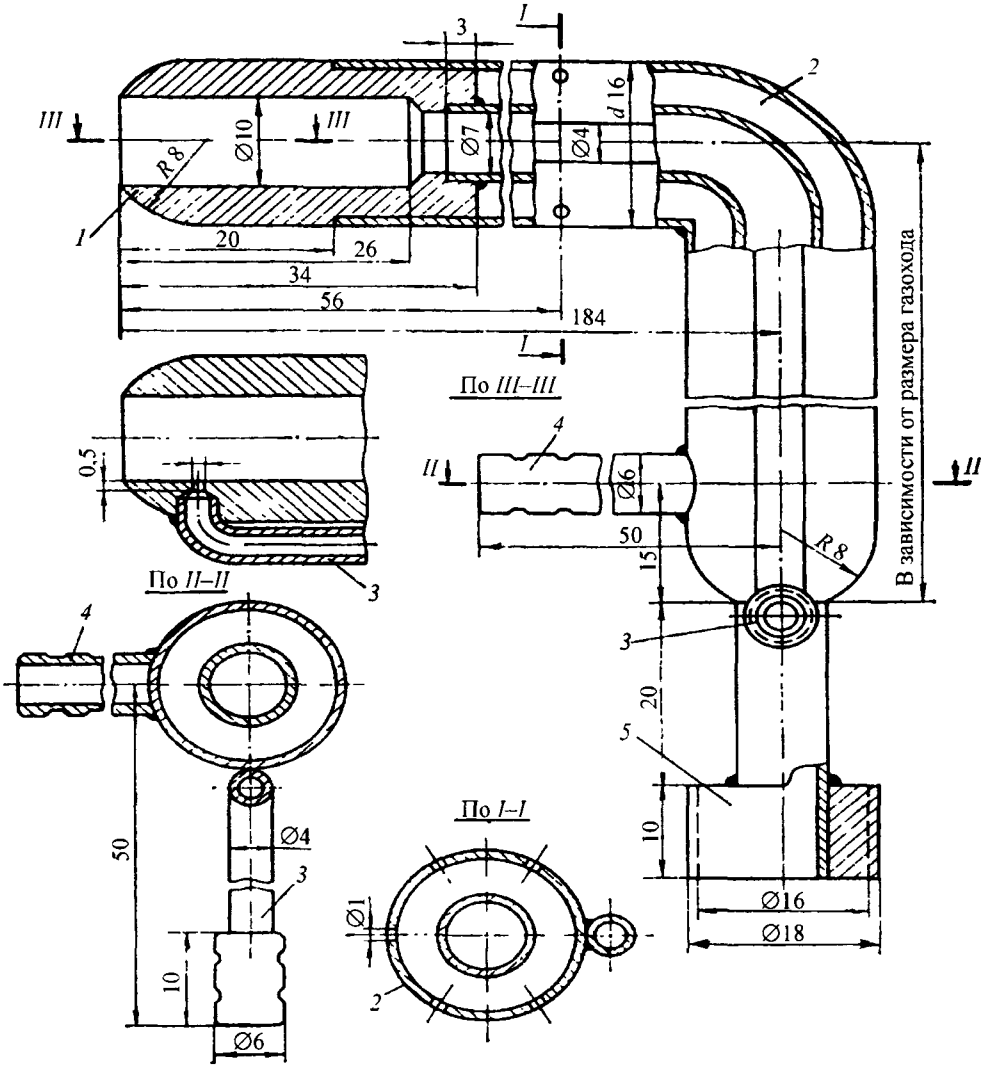


Рис. 1.8. Заборная трубка нулевого типа конструкции ВТИ:
1 — носик с боковым отверстием для измерения статического напора внутри трубки; *2* — внешняя трубка с отверстиями для измерения статического напора в газоходе; *3* — патрубок внутреннего статического напора; *4* — патрубок внешнего статического напора; *5* — муфта с резьбой для присоединения к циклону

1.5.2. МЕТОДЫ УЛАВЛИВАНИЯ ПЫЛИ ПРИ ОПРЕДЕЛЕНИИ ЗАПЫЛЕННОСТИ

Основные методы улавливания пыли: а) внешняя фильтрация; б) внутренняя фильтрация.

При внешней фильтрации осаждение пыли из отобранного объема газа осуществляется после прохождения газом трубки, т.е. вне газохода. При внутренней фильтрации осаждение пыли ведется в устройстве, введенном непосредственно в газоход. Второй метод применяют, когда в газах содержатся смолы, липкая пыль и т. д. или когда весьма высока их точка росы, т. е. возможна конденсация и осаждение пыли в трубке.

В качестве улавливающих устройств чаще всего используют:

А. При внешней фильтрации — бумажные (до 105 °С) или тканевые (шерсть — до 100 °С, синтетическая ткань — до 140–150 °С, стеклоткань — до 350 °С) фильтры, устанавливаемые в специальных патронах. Такой патрон присоединяют к выходному концу пылезаборной трубки.

Патрон может иметь электрообогрев во избежание конденсации паров и намокания фильтра. Иногда устанавливают последовательно (чтобы не было проскока очень мелкой пыли) два фильтра.

При замерах запыленности в случае крупной пыли в качестве первой ступени улавливания можно применять небольшой циклон, а в качестве второй — тканевый фильтр, устанавливаемый в патроне. Так ведут улавливание в схеме с использованием нулевой трубки ВТИ.

Б. При внутренней фильтрации для осаждения пыли используются фильтры, присоединяемые к переднему концу пылеотборной трубки, чаще всего стеклянные патроны НИИОгаза. Патроны набивают стекловатой и асбестом. Диаметр отверстия носика патрона, как и наконечника для трубок при внешней фильтрации, определяют из условия изокинетичности отбора. Иногда используют металлические патроны с бумажными фильтрами, пористые перегородки или патроны-циклоны.

Взвешивание чистых бумажных или тканевых фильтров, а также стеклянных патронов осуществляют либо после выдерживания в весовой комнате до постоянной массы, либо после выдерживания в эксикаторе. Таким же образом поступают и с запыленными фильтрами или патронами. Рекомендуется применять контрольные фильтры или патроны. Чистые контрольные фильтры выдерживают вместе с остальными, используемыми при замерах; при взвешивании запыленных фильтров взвешивают и контрольные. Поправки (разницу масс) как средние из поправок всех контрольных фильтров (5–10 штук) учитывают при расчетах.

Расход отобранного газа измеряют реометрами или ротаметрами, подробно описанными в [6].

Диаметр входного отверстия наконечника трубки (в случае применения схемы с внешней фильтрацией и при использовании пылезаборной трубки Гинцветмета с диаметром канала 6 мм): $d \approx 24/\sqrt{v_г}$, где $v_г$ — скорость газа в газоходе в месте отбора, м/с (см. разд. 1.6); d —диаметр входного отверстия, мм.

Если наконечника найденного диаметра нет, берут ближайший меньший.

Расход отбираемого из газохода газа при условии изокинетичности отбора в случае использования реометра

$$V_ш = 0{,}3256 d^2 v_г \frac{B \pm p_г}{273 + t_г} \sqrt{\frac{\rho_0 (273 + t_р)}{\rho_к (B - p_р)}}, \qquad (1.43)$$

где $V_ш$ — расход газа, отбираемого из газохода по шкале реометра, л/мин; d — диаметр входного отверстия наконечника заборной трубки, мм; $v_г$ — скорость газа в газоходе в месте отбора, м/с; B — барометрическое давление, Па; $p_г$ — давление (+) или разрежение (–) газа в месте отбора, Па; $p_р$ — разрежение газа у реометра, Па; $t_г$, $t_р$ — температура газа соответственно в месте отбора и у реометра, °С; ρ_0, $\rho_к$ — плотность отбираемого газа при нормальных условиях и при условиях калибровки реометра, кг/м³.Если шкала дифманометра реометра градуирована не в литрах в минуту, а в миллиметрах вод. ст. (как это имеет место в реометрах, используемых в установках для отбора газа Гинцветмета), объем проходящего через реометр газа определяют по формуле $v_г = c\varepsilon\sqrt{\Delta p/\rho}$, где c — расходный коэффициент диафрагмы реометра, включающий коэффициент расхода α (см. табл. 1.5) и некоторые постоянные величины. Отсюда можно найти выражение для показаний дифференциального манометра (мм вод. ст.) при соблюдении изокинетического принципа отбора (при $\varepsilon \approx 0{,}97$, разд. 1.6).

$$\Delta p = 0{,}046 \frac{d^4}{c^2} p_д \frac{(273 + t_р)(B \pm p_г)}{(273 + t_г)(B - p_р)}, \qquad (1.44)$$

где $p_д$ — действительный динамический напор в газоходе в точке отбора, мм рт. ст.

Схема отбора при определении запыленности газа по методу внешней фильтрации показана на рис.1.9. Запыленный газ отбирают из газохода заборной трубкой *1* и фильтруют через фильтр (бумажный или тканевый в зависимости от температуры газа), закрепленный в патроне *2*. Очищенный газ из патрона поступает в стеклянную диафрагму (реометр) *3*, соединенную с дифференциальным манометром *4*, и далее в воздуходувку *5*. Непосредственно перед реометром измеряются темпера-

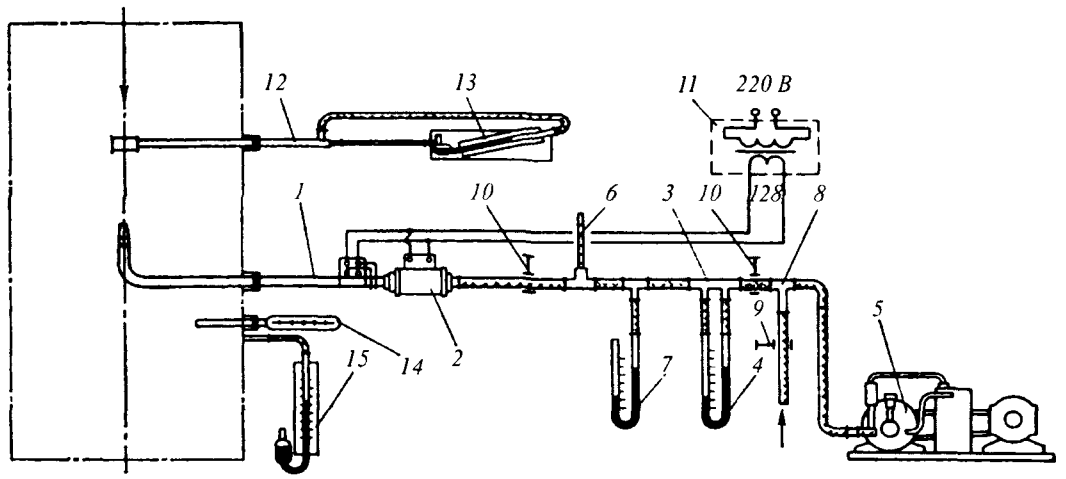


Рис. 1.9. Схема установки Гинцветмета для определения запыленности газа с применением простой заборной трубки и внешней фильтрации

тура газа (термометром *6*) и его разрежение (ртутным манометром *7*). На линии от реометра до воздуходувки находится тройник *8*, один конец которого соединен с атмосферой отрезком резиновой трубки, снабженной зажимом *9*. С помощью этого зажима изменяют подсос воздуха в воздуходувку и этим регулируют скорость отбора газа из газохода. На участке от патрона до реометра устанавливают зажим *10*, пользуясь которым, можно менять разрежение у реометра. Заборная трубка *1* и патрон *2* имеют электрообогрев за счет подключения к трансформатору *11*, имеющему выходное напряжение 12 В.

Скорость газа в газоходе измеряется пневмометрической трубкой *12*, соединенной с микроманометром *13*. Температура и давление (разрежение) газа в газоходе измеряются соответственно термометром *14* и манометром *15*.

При применении описанной установки требуется частая регулировка зажимами, так как постепенно возрастает гидравлическое сопротивление фильтра (из-за накопления пыли) и скорость отбора уменьшается. Для поддержания постоянной расчетной скорости отбора газа из газохода без ручного регулирования Гинцветметом разработан автоматический реометр, в котором предусмотрен стабилизатор количества газа, изменяющий величину балластного сопротивления по мере роста запыления фильтра и тем самым обеспечивающий постоянную скорость отбора газа. Кроме того, в установке с автоматическим реометром автоматически поддерживаются постоянными температура газа у измерительной диафрагмы и разрежение у воздуходувки.

При работе с автоматическим реометром используются, как и при работе с простым реометром, те же заборная трубка и патрон для внешней фильтрации.

Мелкосерийный выпуск установок с автоматическим реометром ПУ-4 освоен Гинцветметом.

Описание методов определения запыленности и вид соответствующих расчетных формул в специальных случаях (для высоковлажных и высокотемпературных газов) приведены в [7].

1.5.3. РАСЧЕТ ЗАПЫЛЕННОСТИ ГАЗА

Запыленность газа рассчитывают по формуле

$$z = 1000(g + \alpha)/(V_0\tau), \qquad (1.45)$$

где z — запыленность газа, г/м^3; g — увеличение массы фильтровальной гильзы (патрона) с учетом поправки на изменение массы контрольных гильз, г; α — масса пыли, осевшей в заборной трубке за время отбора, г; V_0 — количество отобранного за время замера газа, л/мин; τ — продолжительность отбора газа, мин.

Количество отобранного газа при нормальных условиях, л/мин:

$$V_0 = 6{,}697c\sqrt{\frac{\Delta p}{\rho_0}\cdot\frac{(B-p_p)}{(273+t_p)}}. \qquad (1.46)$$

1.6. ОПРЕДЕЛЕНИЕ СКОРОСТИ И КОЛИЧЕСТВА ГАЗА

Определение скорости и количества газов, проходящих через газоход или пылеулавливающие аппараты, необходимо для контроля за режимом работы оборудования, а также для определения запыленности газа. Количество (расход) газа определяют или по скорости, или непосредственным измерением объема газа.

1.6.1. ИЗМЕРЕНИЕ СКОРОСТИ ГАЗА АНЕМОМЕТРАМИ

Анемометр состоит из лопастной вертушки, ось которой связана со счетчиком. В газовом потоке вертушка приходит во вращательное движение со скоростью, пропорциональной скорости потока. По типу вертушек анемометры делятся на крыльчатые и чашечные.

Диапазон скоростей, измеряемых крыльчатыми анемометрами, 0,5–10 м/с, чашечными 1–20 м/с. Анемометры не рекомендуется использовать для измерения скоростей в запыленных потоках, при повышенных температуре и влажности газа. Скорость газа рассчитывают по числу оборотов в секунду крыльчатки анемометра, пользуясь прилагаемой к прибору тарировочной кривой. Для получения более точного значения средней скорости проходят анемометром по всему сечению газохода, устанавливая его в центрах равновеликих по площади участков этого сечения.

1.6.2. ИЗМЕРЕНИЕ СКОРОСТИ ГАЗА ПНЕВМОМЕТРИЧЕСКИМИ ТРУБКАМИ

Измерение скорости газа этим методом основано на определении динамического напора газа. Зная величину динамического давления (напора), можно рассчитать скорость газа, м/с, по формуле

$$v = \sqrt{2p_{дин}/\rho}, \qquad (1.47)$$

где $p_{дин}$ — динамический напор, Па; ρ — плотность газа, кг/м^3.

Динамический напор определяют с помощью пневмометрической трубки, которая позволяет получить этот напор как разность полного давления в данной точке $p_п$ потока и статического давления газа $p_{ст}$ в газоходе. Значение $p_{ст}$ определяется с некоторой ошибкой, величина которой зависит от конструкции трубки. Это отклонение измеренной величины от действительной учитывают коэффициентом k следующим образом:

$$p_д^{изм} = p_п^{изм} - p_{ст}^{изм} = p_{дин}/k, \qquad (1.48)$$

где $p_д^{изм}$, $p_п^{изм}$ и $p_{ст}^{изм}$ — соответственно измеряемые значения динамического, полного и статического давления.

При $k < 1$ показания прибора $p_д$ будут больше, что удобно при измерениях. Поэтому в некоторых конструкциях преднамеренно добиваются малых значений k.

На рис. 1 10–1.12 показаны схемы пневмометрических трубок наиболее распространенных типов.

Коэффициент k для трубок: Прандтля — 1; Гинцветмета — 0,49; Н. Н. Елисеева — 0,49.

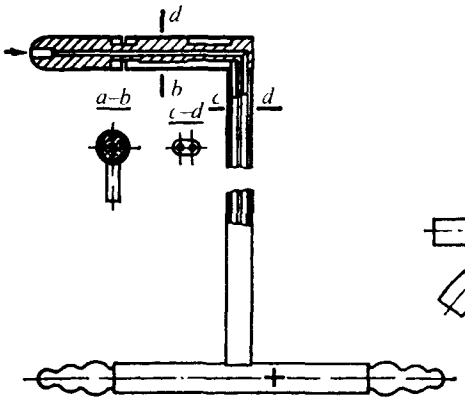


Рис. 1.10. Пневмометрическая трубка Прандтля

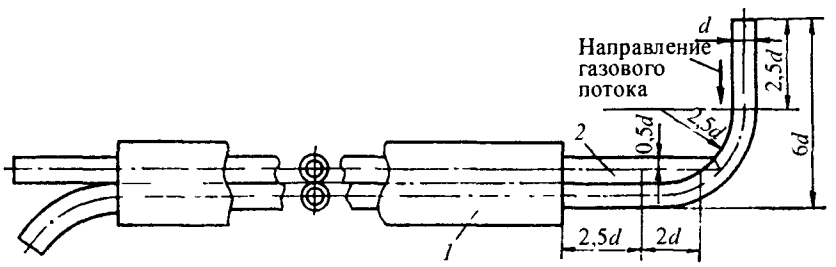


Рис. 1.11. Пневмометрическая трубка конструкции Н Н. Елисеева: *1*— оправка; *2* — щель для измерения статического напора

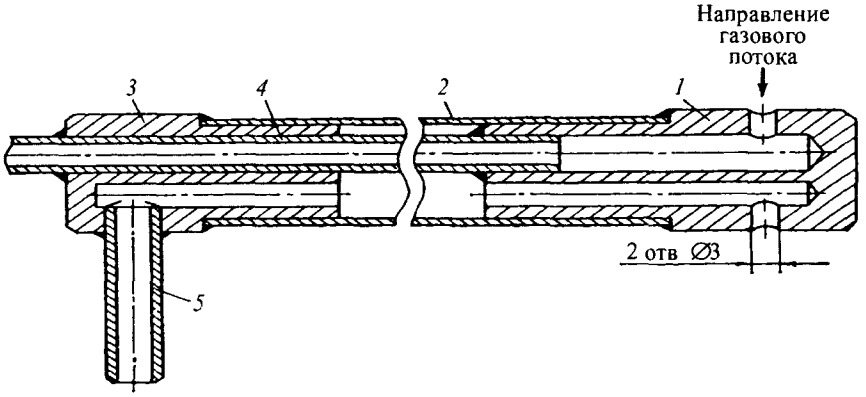


Рис. 1.12. Цилиндрическая пневмометрическая трубка конструкции Гинцветмета: *1* — цилиндрический насадок; *2* — корпус (трубка $\varnothing_{вн}$16 мм); *3* — наконечник; *4* — трубка полного напора (трубка $\varnothing_{вн}$4 мм); *5* — трубка статического напора (трубка $\varnothing_{вн}$4 мм)

При замерах пневмометрическую трубку соединяют с дифференциальным манометром. Для этой цели используют микроманометры с наклонной трубкой типов ЦАГИ, ММН, Креля (чашечный), миниметр ММ, а также *U*-образные манометры, тягонапоромеры типа ТНЖ и др. Формула (1.47) для расчета скорости газа в случае $k \neq 1$ имеет вид

$$v = \sqrt{2p_д^{изм} k / \rho}, \tag{1.49}$$

Важное условие получения правильных результатов измерений — правильный выбор места (сечения) замеров.

Для правильной оценки движения газа в газоходе требуется определять не скорость в произвольной точке сечения газохода, а среднюю скорость газа в данном сечении. Определению средней скорости потока предшествует снятие поля скоростей в данном сечении, т.е. измерение динамических напоров в различных его точках, являющихся центрами равновеликих по площади участков этого сечения. При этом сечение разбивают на равновеликие участки следующим образом.

Газоход круглого сечения делят на ряд концентрических колец и замеры производят в четырех точках каждого кольца по двум взаимно перпендикулярным диаметрам. Число колец, на которое следует разделять сечение, зависит от диаметра газохода:

Диаметр газохода, мм	200	200–400	400–600	600–800	800–1000	>1000
Число колец	3	4	5	6	8	10

Диаметры D_x, на которых лежат точки замеров, определяют по формуле

$$D_x = D\sqrt{(2x-1)/2n}, \tag{1.50}$$

где D — диаметр газохода; x — порядковый номер кольца (от центра); n — общее число колец.

Газоходы прямоугольного сечения разбивают на ряд равновеликих прямоугольников, в центрах которых выполняют измерения.

Поле скоростей в данном сечении газохода характеризуют коэффициентом поля скоростей

$$\alpha_{ср} = v_{ср}/v_0, \tag{1.51}$$

где $v_{ср}$ — средняя скорость в газоходе; v_o — скорость по оси газохода.

Для снятия поля скоростей целесообразно пользоваться одновременно несколькими пневмометрическими трубками, из которых одна постоянно находится в центре газохода (на оси) и служит для учета возможных изменений режима.

Значения коэффициента поля α для отдельных точек замеров получают по формуле $\alpha = \sqrt{p_x / p_0}$, где p_x — динамический напор в данной точке сечения; p_0 — динамический напор по оси газохода.

Получив значения α для отдельных точек, их усредняют сначала для каждого из двух диаметров, а затем в целом для сечения, находя в итоге $\alpha_{ср}$ для данного сечения. Зная $\alpha_{ср}$, можно определять среднюю скорость газа, измеряя только скорость по оси v_0.

1.6.3. ИЗМЕРЕНИЕ КОЛИЧЕСТВА ГАЗА ДРОССЕЛЬНЫМИ ПРИБОРАМИ

Дроссельный прибор — это устройство, помещенное в газоход и суживающее его сечение. К дроссельным приборам относятся диафрагмы, сопла, трубы Вентури.

При использовании дроссельного прибора для измерения количества проходящего через него газа определяют разность статических давлений газа в сечениях до и после места установки прибора, величина которой непосредственно связана со скоростью газового потока.

Для определения количества газа по показаниям дроссельного устройства используют формулу

$$V = 3{,}921\alpha\varepsilon d^2\sqrt{\Delta p/\rho}, \tag{1.52}$$

где V — объем протекающего через дроссельное устройство газа при рабочих условиях, м³/ч; ε — коэффициент расширения, учитывающий изменение объема газа при изменении давления; в большинстве случаев можно принимать $\varepsilon \approx 1$; ρ — плотность газа при рабочих условиях, кг/м³; Δp — перепад статических давлений в дроссельном приборе (разность давлений до и после прибора), Па; α — коэффициент расхода, зависящий от соотношения сечений сужения и газохода, от скорости, вязкости и плотности газа; для нормальных диафрагм определяется по табл. 1.5 в зависимости от величины $m = d^2/D^2$; d, D — соответственно диаметр отверстия дроссельного устройства и газохода, см.

Достаточная точность замеров дроссельными приборами обеспечивается при их установке на прямолинейных участках газоходов достаточной длины.

Потери давления на диафрагме $\Delta p_{пот}$ определяют по формуле: $\Delta p_{пот} = \Delta p[1 - (d/D)^2]$.

Потери давления на трубах Вентури значительно меньше (не более 10–15 %). Чаще всего в установках пылеулавливания для измерения количества газов используют плоские диафрагмы и трубы Вентури.

Таблица 1.5

Диаметр проходного отверстия нормальных диафрагм

$m\alpha$	m	$\sqrt{m}$	α	$m\alpha$	m	$\sqrt{m}$	α
0,018	0,0299	0,173	0,597	0,235	0,362	0,6016	0,650
0,028	0,0472	0,217	0,598	0,238	0,365	0,6046	0,651
0,037	0,0610	0,247	0,599	0,241	0,369	0,6075	0,652
0,044	0,0730	0,270	0,600	0,244	0,373	0,6104	0,653
0,050	0,0835	0,280	0,601	0,246	0,376	0,6132	0,654
0,056	0,0936	0,306	0,602	0,248	0,379	0,6159	0,655
0,063	0,1036	0,322	0,603	0,251	0,383	0,6187	0,656
0,068	0,1130	0,336	0,604	0,254	0,386	0,6214	0,657
0,074	0,1278	0,349	0,605	0,256	0,390	0,6241	0,658
0,079	0,1303	0,361	0,606	0,259	0,393	0,6268	0,659
0,084	0,1385	0,372	0,607	0,261	0,396	0,6294	0,660
0,089	0,1460	0,382	0,608	0,264	0,398	0,6319	0,661
0,094	0,1536	0,392	0,609	0,266	0,402	0,6344	0,662
0,099	0,1615	0,402	0,610	0,269	0,406	0,6370	0,663
0,103	0,1683	0,4103	0,611	0,272	0,409	0,6395	0,664
0,107	0,1752	0,4186	0,612	0,274	0,412	0,6419	0,665
0,112	0,1820	0,4266	0,613	0,276	0,415	0,6444	0,666
0,116	0,1885	0,4342	0,621	0,279	0,418	0,6468	0,667
0,120	0,195	0,4414	0,615	0,281	0,421	0,6492	0,668
0,124	0,201	0,4483	0,616	0,284	0,424	0,6515	0,669
0,128	0,207	0,4549	0,617	0,287	0,428	0,6539	0,670
0,132	0,213	0,4614	0,618	0,289	0,431	0,6562	0,671
0,136	0,219	0,4678	0,619	0,292	0,434	0,6585	0,672
0,140	0,225	0,4740	0,620	0,294	0,437	0,6607	0,673
0,143	0,230	0,4800	0,621	0,296	0,440	0,6629	0,674
0,147	0,236	0,4858	0,622	0,298	0,442	0,6651	0,675
0,151	0,242	0,4915	0,623	0,301	0,445	0,6672	0,676
0,154	0,247	0,4970	0,624	0,303	0,448	0,6694	0,677
0,158	0,252	0,5023	0,625	0,306	0,451	0,6715	0,678
0,161	0,257	0,5075	0,626	0,308	0,454	0,6736	0,679
0,165	0,263	0,5126	0,627	0,301	0,456	0,6757	0,680
0,168	0,268	0,5176	0,628	0,313	0,459	0,6777	0,681
0,172	0,273	0,5224	0,629	0,315	0,462	0,6798	0,682
0,175	0,278	0,5271	0,630	0,318	0,465	0,6818	0,683
0,178	0,282	0,5317	0,631	0,320	0,467	0,6838	0,684
0,181	0,287	0,5362	0,632	0,322	0,470	0,6857	0,685
0,185	0,292	0,5406	0,633	0,325	0,473	0,6877	0,686
0,188	0,297	0,5449	0,634	0,327	0,476	0,6896	0,687
0,191	0,301	0,5491	0,635	0,329	0,478	0,6915	0,688
0,195	0,306	0,5532	0,636	0,331	0,481	0,6935	0,689
0,198	0,310	0,5572	0,637	0,334	0,484	0,6954	0,690
0,201	0,315	0,5611	0,638	0,336	0,486	0,6972	0,691
0,204	0,319	0,5649	0,639	0,338	0,489	0,6990	0,692
0,207	0,323	0,5686	0,640	0,340	0,491	0,7009	0,693
0,210	0,327	0,5722	0,641	0,343	0,494	0,7027	0,694
0,213	0,331	0,5758	0,642	0,345	0,496	0,7045	0,695
0,216	0,335	0,5793	0,643	0,347	0,499	0,7062	0,696
0,218	0,339	0,5827	0,644	0,349	0,501	0,7080	0,697
0,221	0,343	0,5860	0,645	0,352	0,504	0,7097	0,698
0,224	0,347	0,5892	0,646	0,354	0,506	0,7114	0,699
0,227	0,351	0,5924	0,647	0,356	0,508	0,7136	0,700
0,230	0,355	0,5955	0,648	0,358	0,511	0,7148	0,701
0,232	0,358	0,5985	0,649	0,361	0,514	0,7165	0,702

$m\alpha$	m	$\sqrt{m}$	α	$m\alpha$	m	$\sqrt{m}$	α
0,363	0,516	0,7182	0,703	0,477	0,630	0,7932	0,758
0,365	0,518	0,7198	0,704	0,479	0,631	0,7943	0,759
0,367	0,520	0,7215	0,705	0,481	0,633	0,7953	0,760
0,369	0,523	0,7232	0,706	0,483	0,634	0,7964	0,761
0,371	0,525	0,7248	0,707	0,485	0,636	0,7975	0,762
0,374	0,528	0,7264	0,708	0,487	0,638	0,7985	0,763
0,376	0,530	0,7280	0,709	0,488	0,639	0,7996	0,764
0,378	0,532	0,7296	0,710	0,490	0,641	0,8006	0,765
0,380	0,535	0,7312	0,711	0,492	0,642	0,8016	0,766
0,382	0,537	0,7328	0,712	0,494	0,644	0,8027	0,767
0,384	0,539	0,7343	0,7)3	0,496	0,646	0,8037	0,768
0,386	0,541	0,7359	0,714	0,498	0,647	0,8047	0,769
0,389	0,544	0,7374	0,715	0,500	0,649	0,8056	0,770
0,391	0,546	0,7389	0,716	0,501	0,650	0,8066	0,771
0,393	0,548	0,7404	0,717	0,503	0,652	0,8076	0,772
0,395	0,550	0,7419	0,718	0,506	0,654	0,8086	0,773
0,397	0,552	0,7433	0,719	0,507	0,655	0,8095	0,774
0,399	0,554	0,7448	0,720	0,509	0,657	0,8105	0,775
0,404	0,559	0,7478	0,722	0,511	0,658	0,8114	0,776
0,406	0,562	0,7492	0,723	0,513	0,660	0,8124	0,777
0,409	0,564	0,7507	0,724	0,514	0,661	0,8133	0,778
0,411	0,566	0,7521	0,725	0,516	0,663	0,8142	0,779
0,413	0,568	0,7535	0,726	0,518	0,664	0,8152	0,780
0,415	0,570	0,7549	0,727	0,520	0,666	0,8161	0,781
0,417	0,572	0,7562	0,728	0,522	0,667	0,8170	0,782
0,419	0,574	0,7576	0,729	0,523	0,668	0,8179	0,783
0,421	0,576	0,7589	0,730	0,523	0,670	0,8187	0,784
0,423	0,578	0,7603	0,731	0,527	0,672	0,8196	0,785
0,425	0,580	0,7616	0,732	0,529	0,673	0,8204	0,786
0,427	0,582	0,7629	0,733	0,531	0,674	0,8213	0,787
0,429	0,584	0,7643	0,734	0,533	0,676	0,8221	0,788
0,431	0,586	0,7656	0,735	0,534	0,677	0,8230	0,789
0,433	0,588	0,7669	0,736	0,536	0,678	0,8238	0,790
0,435	0,590	0,7682	0,737	0,538	0,680	0,8246	0,791
0,437	0,592	0,7695	0,738	0,540	0,682	0,8254	0,792
0,439	0,594	0,7708	0,739	0,542	0,683	0,8263	0,793
0,441	0,596	0,7721	0,740	0,543	0,684	0,8271	0,794
0,443	0,598	0,7733	0,741	0,545	0,685	0,8279	0,795
0,445	0,600	0,7746	0,742	0,546	0,686	0,8286	0,796
0,447	0,602	0,7758	0,743	0,548	0,688	0,8294	0,797
0,449	0,604	0,7771	0,744	0,550	0,689	0,8302	0,798
0,451	0,606	0,7783	0,745	0,551	0,690	0,8309	0,799
0,453	0,608	0,7795	0,746	0,553	0,691	0,8317	0,800
0,455	0,609	0,7807	0,747	0,555	0,693	0,8325	0,801
0,457	0,611	0,7819	0,748	0,557	0,694	0,8332	0,802
0,459	0,613	0,7831	0,749	0,559	0,696	0,8340	0,803
0,461	0,615	0,7842	0,750	0,561	0,697	0,8347	0,804
0,463	0,617	0,7854	0,751	0,562	0,698	0,8355	0,805
0,465	0,618	0,7865	0,752	0,564	0,699	0,8362	0,806
0,467	0,620	0,7877	0,753	0,565	0,700	0,8369	0,807
0,469	0,622	0,7888	0,754	0,567	0,702	0,8377	0,808
0,471	0,624	0,7900	0,755	0,569	0,703	0,8385	0,809
0,473	0,626	0,7911	0,756	0,570	0,704	0,8391	0,810
0,475	0,628	0,7922	0,757				

Глава 2.
ФИЗИЧЕСКИЕ УСЛОВИЯ ОБРАЗОВАНИЯ АЭРОЗОЛЕЙ

Для проектирования аппаратов газоочистки необходимо знать общее количество аэрозолей и их дисперсный состав. Экспериментальным путем эту информацию можно получить только для существующих (действующих) производств. Для вновь разрабатываемых технологий необходимые данные можно получить только на основе закономерностей образования аэрозолей в промышленных агрегатах, а также в газоотводящих каналах.

Все промышленные аэрозоли образуются либо дисперсионным, либо конденсационным способами. Очевидно, что закономерности дисперсионного способа всецело определяются конкретной технологией производственного процесса и, следовательно, не имеют общего характера. Дисперсная фаза конденсационных аэрозолей образуется при объемной конденсации пересыщенных паров жидкостей, металлов и других химических соединений. К конденсационным аэрозолям относятся дымы и туманы.

Для образования конденсационных аэрозолей, прежде всего, требуется поверхность конденсации. Такую поверхность образуют маленькие кластеры молекул пара, ионы, ионные кластеры и небольшие частицы различных веществ, называемые *ядрами конденсации*. Когда конденсация пара происходит на кластерах, образованных молекулами этого же пара (их еще называют *зародышами*), процесс называется *спонтанной* или *гомогенной конденсацией* (*нуклеацией*). Если же пар конденсируется на ядре из другого вещества, то процесс носит название *гетерогенной нуклеации*.

Мелкие капли жидкости способны к переохлаждению. Поэтому при образовании тумана в результате гомогенной конденсации пара в объеме в начальный период процесса образуются капли жидкости, которые затем, охлаждаясь, иногда превращаются в твердые частицы. Если же в некоторых случаях переход вещества из газообразной фазы в твердую осуществляется непосредственно (возгоны), то этот процесс также подчиняется закономерностям,

2.1. ФИЗИЧЕСКАЯ И ХИМИЧЕСКАЯ КОНДЕНСАЦИЯ ПАРА

При длительном соприкосновении поверхности жидкости, находящейся в замкнутом пространстве, с ее паром при данной температуре устанавливается определенное для каждой жидкости равновесное давления пара, называемое давлением насыщенного пара. При этом даже бесконечно малое увеличение давления пара над поверхностью жидкости приводит к конденсации пара на этой поверхности, а бесконечно малое уменьшение давления вызывает испарение жидкости с ее поверхности.

Если давление пара в базовой фазе больше давления насыщенного пара, то пар называют пересыщенным. Степень пересыщения пара выражается отношением

$$S_{\text{п}} = p/p_{\infty}(T), \tag{2.1}$$

где p — давление пара в газовой смеси; $p_{\infty}(T)$ — давление насыщенного пара над плоской поверхностью той же жидкости при температуре T.

Из термодинамики известно, что если две фазы одного и того же вещества находятся в равновесии, то их температуры T и химические потенциалы μ, будут одинаковы:

$$T' = T'' = T; \tag{2.2}$$

$$\mu'(p', T) = \mu''(p'', T) \tag{2.3}$$

В этом случае давление p по обе стороны поверхности раздела фаз может быть или одинаковым, или разным, в зависимости от природы этой поверхности.

Соотношение (2.3) представляет собой условие фазового равновесия. В пространстве переменных μ, p и T линия пересечения поверхностей $\mu = \mu'$ и $\mu = \mu''$ представляют собой линию сосуществования двух фаз. При переходе через эту линию происходит фазовое превращение. Всегда реализуется фаза с меньшим значением химического потенциала μ, поскольку она более устойчива.

При фазовых переходах первого рода $\Delta\mu = \mu' - \mu'' = 0$, но $\partial\Delta\mu/\partial T \neq 0$ и $\partial\Delta\mu/\partial p \neq 0$. Из условия (2.3) имеем

$$\frac{\partial\Delta\mu}{\partial p}dp + \frac{\partial\Delta\mu}{\partial T}dT = 0; \qquad \Delta\frac{\partial\mu}{\partial p}dp + \Delta\frac{\partial\mu}{\partial T}dT = 0,$$

или

$$\frac{dp}{dT} = -\frac{\Delta(\partial\mu/\partial T)}{\Delta(\partial\mu/\partial p)}. \tag{2.4}$$

Но $\partial\mu/\partial T = -s$, $\partial\mu/\partial p = v$, где s — удельная энтропия, а v — удельный объем (объем одной молекулы) вещества. Учитывая, что $q = T\Delta s = T(s' - s'')$ — удельная теплота фазового перехода, и переходя к мольным величинам, вместо выражения (2.4) получим

$$\frac{dp}{dT} = \frac{Q}{T\Delta V} \tag{2.5}$$

(уравнение Клапейрона – Клаузиуса). Здесь $Q = qN_A$, $V = vN_A$, где N_A — число молекул в одном моле (число Авогадро).

При равновесии пара с жидкостью $\Delta V = V_п - V_ж \cong V_п$, так как $V_ж << V_п$. Кроме того, в подавляющем большинстве случаев можно считать, что пар ведет себя как идеальный газ, т.е. $V_п = RT/p$. Тогда из (2.5) имеем

$$\frac{dp}{dT} = \frac{Q}{T(RT/p)}, \qquad \frac{1}{p}\frac{dp}{dT} = \frac{Q}{RT^2}$$

или

$$\frac{d\ln p}{dT} = \frac{E}{T^2}.$$

Здесь $E = Q/R = ML/8{,}314 = 0{,}12ML$, где M — масса одного моля, кг/моль; L — удельная теплота испарения, Дж/кг.

Интегрируя, находим

$$\ln p = \int E\frac{dT}{T^2} + C$$

(C — постоянная интегрирования) или при условии постоянства E (плоская поверхность)

$$\ln p_\infty(T) = C - E/T \quad \text{или} \quad p_\infty(T) = \exp(C - E/T). \tag{2.6}$$

Любое из выражений (2.6) называют *уравнением Клаузиуса – Клапейрона*. Его можно также записать в виде

$$\lg p_\infty(T) = A - B/T; \qquad p_\infty(T) = 10^{A-B/T}, \tag{2.7}$$

где $A = C/2{,}303$; $B = E/2{,}303$.

Значение коэффициентов A и B приведены в справочной литературе [8, 9]; для некоторых веществ значения этих коэффициентов даны в табл.2.1, которая является незначительным фрагментом из большой таблицы, приводимой в справочниках. Попутно заметим, что хотя в настоящее время стараются всемерно придерживаться единиц измерения международной системы СИ, в отношении параметров аэрозольных систем это правило часто нарушается. Это обстоятельство обусловлено тем, что при линейном размере частиц, исчисляемом в мкм, строгое соблюдение системы СИ приводит к появлению в выражениях лишенных физического смысла множителей в виде 10 в больших отрицательных степенях. По этой причине мы в дальнейшем наряду с единицами измерения СИ будем иногда пользоваться и несистемными единицами: эрг, дина, мм ртутного столба и т.п.

Подставив полученное значение для $p_\infty(T)$ из уравнения (2.6) в соотношение (2.1), находим

$$S_n = p/f(T) = p\exp(E/T - C). \tag{2.8}$$

Процесс перехода пара в жидкость — конденсация — может происходить лишь на поверхности, давление насыщенного пара над которой меньше, чем давление пара в газе.

Над выпуклой поверхностью, которую имеют мелкие капли жидкости (и вообще центры конденсации), давление насыщенного пара больше, чем над плоской поверхностью, и увеличивается с уменьшением радиуса кривизны. Поэтому необходимым условием конденсации пара в объеме и образования тумана является наличие пересыщенного пара.

Процесс гетерогенной конденсации пара можно разделить на две стадии: образование пересыщенного пара и конденсация этого пара на ядрах конденсации или газовых ионах с ростом их до размеров капель.

Процесс гомогенной конденсации существенно отличается от гетерогенной конденсации пара и состоит из трех стадий: образование пересыщенного пара, образование зародышей, конденсация пара на поверхности зародышей и их рост до размеров капель тумана.

Конденсация пара в объеме начинается при определенном пересыщении, называемом критическим пересыщением $S_{кр}$. Процесс перехода пара в туман происходит скачкообразно, когда $S_п = S_{кр}$.

Таблица 2.1

Значения констант A и B в уравнении (2.7)

Формула	Название вещества	Температурный интервал, °С		A	B
		от	до		
Al_2O_3	Оксид алюминия	2040	2970	11,2960	27 320,00
CO_2	Диоксид углерода	–135	–56,7	9,9082	1 367,30
CaO	Оксид кальция	1360	1480	9,7700	27 400,00
Fe	Железо	1094	1535	9,6300	20 000,00
H_2O	Вода	–20	60	9,1513	2 317,70
C	Углерод	1590	2845	10,9000	37 100,00
		2000	5000	9,3300	33 300,00
	Бензол			8,9450	2 066,44

Помимо вышеописанных процессов, обусловленных чисто физическими явлениями, имеет место образование пересыщенного пара и тумана (в общем случае конденсационного аэрозоля) в результате химических реакций газообразных веществ в объеме.

Необходимым условием образования пересыщенного пара при химических реакциях газообразных веществ в объеме является выделение таких продуктов реакции у которых давление насыщенного пара меньше, чем давление насыщенного пара исходных реагентов. Химические реакции могут протекать в газовой фазе при столкновении молекул реагирующих веществ в результате турбулентного или диффузионного перемешивания газов или воздействия на газы (или смеси газов) различных агентов, инициирующих реакцию: теплоты, лучей (световых, рентгеновских или радиоактивных), ультразвука и т.д.

Например, при столкновении молекул серного ангидрида SO_2 и паров воды H_2O и многих других веществ происходит образование паров новых соединений (сернистой кислоты H_2SO_3 и др,), обладающих низким давлением насыщенного пара. В результате возникает высокое пересыщение паров продуктов реакции; они конденсируются в объеме с образованием тумана.

При высоких температурах в результате нагревания паров пентакарбонил железа $Fe(CO)_5$ и тетракарбонил никеля $Ni(CO)_4$, образующихся при некоторых технологических процессах металлургии, происходит разложение этих продуктов с выделением паров металлов, которые конденсируются в объеме и осаждаются в виде металлических порошков. При выпуске чугуна из доменных печей или вагранок пары карбидов различных элементов переходят в атмосферу и, взаимодействуя с кислородом воздуха и водяными парами, распадаются, образуя графитную спель, имеющую большую ценность как сырье для получения остродефицитной графитовой продукции. Аналогично происходит разложение некоторых углеводородов при нагревании их в отсутствие или при недостатке кислорода. Углеводороды разлагаются с выделением паров углерода, которые конденсируются в объеме в виде мельчайших частичек, образующих высокодисперсную сажу.

В структурном отношении частица сажи представляет собой множество беспорядочно расположенных графитовых кристаллитов, в промежутках между которыми располагается аморфное вещество. В саже, кроме углерода, содержится всегда небольшое количество водорода. С повышением температуры и времени контакта происходит наиболее глубокое разложение метана с образованием сажи и водорода. В ряде процессов специально получают сажу для удовлетворения потребностей резиновой и других отраслей промышленности.

Образование сажи при термическом разложении углеводородов представляет собой физико-химический процесс возникновения новой твердой фазы, подчиняющийся двум одновременно развивающимся стадиям; образованию зародышей новой фазы и их росту. Скорости этих процессов определяются, главным образом, степенью пересыщения системы. Термодинамически наиболее трудной и требующей наибольшего пересыщения стадией является образование зародышей. Рост образовавшихся зародышей происходит быстро при меньшем пересыщении системы, сильным падением которого он всегда сопровождается. Скорость процесса в целом и дисперсность получаемой сажи зависят от скорости образования зародышей и, следовательно, от степени пересыщения системы. В процессе сажеобразования пересыщение системы обусловлено повышением температуры. Таким образом, чем быстрее возрастает температура углеводорода, тем больше скорость образования зародышей и тем выше должна быть дисперсность получающейся сажи.

2.2. КОНДЕНСАЦИЯ ПАРА НА ЯДРАХ КОНДЕНСАЦИИ

Атмосферный воздух широко применяется как источник кислорода, как теплоноситель или хладоагент во всех производственных процессах. Часто воздух используется без предварительной фильтрации, но даже и после фильтрации в нем остается значительное количество ядер конденсации. Таким образом, во всех производственных процессах, в которых применяется атмосферный воздух, циркулирующие в системе газы содержат большое количество взвешенных в них твердых и жидких частиц.

Если воздух используется как источник кислорода при сжигании топлива, температура рабочего пространства печей и камер горения агрегатов настолько высока, что значительная часть взвешенных частиц испаряется. В результате сгорания уменьшается также размер частиц органических веществ. В производственных процессах газы проходят различные теплообменники, аппараты, башни с насадкой, орошаемой жидкостью, агрегаты с неподвижным или движущимся слоем и т.д. При этом число ядер конденсации может уменьшиться в результате их осаждения либо возрасти за счет наиболее мелких твердых и жидких частиц реагирующих веществ, увлекаемых потоком газа. В любом случае можно считать, что в 1 м^3 воздуха в среднем содержится порядка 10^4 частиц.

При конденсации пара на ядрах конденсации частица аэрозоля образуется при выполнении условий механического и термодинамического равновесия капли.

Каждая молекула жидкости, расположенная внутри капли, подвергается воздействию притяжения со стороны окружающих молекул. Поскольку структура жидкости более или менее симметрична, результирующая сила, действующая на внутреннюю молекулу, равна нулю.

Для мономолекулярного поверхностного слоя жидкости положение существенно изменяется. На каждую молекулу этого слоя со стороны внутренних объемов капли по-прежнему действует сила притяжения. Что же касается паров жидкости, окружающих каплю, то с их молекулами мономолекулярный слой поверхности капли практически не взаимодействует. Поэтому молекулы этого слоя притягиваются внутрь объема капли, причем сила притяжения зависит от природы жидкости, от ее температуры и от кривизны поверхности.

Величину поверхностного притяжения (натяжения), приходящуюся на единицу длины контура сечения капли, обычно называют коэффициентом поверхностного натяжения или капиллярной постоянной и обозначают буквой s. Так как для разрушения поверхности капли необходимо совершить работу против сил поверхностного натяжения, то давление в капле p_0, находящейся в равновесии с паром, будет больше давления пара p.

Для определения поверхностной силы рассмотрим элемент поверхности жидкости, представляющий собой криволинейный прямоугольник со сторонами dl_1 и dl_2 (рис. 2.1). Вследствие разности давлений на рассматриваемую площадку будет действовать сила $(p_0 - p)dl_1dl_2$, которая должна быть уравновешена поверхностным натяжением.

Из данных рис. 2.1 видно, что сила $(p_0 - p_1)dl_1dl_2$ уравновешена четырьмя составляющими поверхностных сил. Две из них, равные σdl_1, образуют между собой угол $d\beta$, а две других, равных σdl_2, образуют между собой угол $d\alpha$.

Поскольку углы $d\alpha$ и $d\beta$ очень малы, можно положить

$$d\alpha = dl_1/R_1 \text{ и } d\beta = dl_2/R_2.$$

Тогда равнодействующие сил σdl_1 и σdl_2 будут равны

$$\sigma dl_1 d\beta = \sigma dl_1 dl_2/R_2 \text{ и } \sigma dl_2 d\alpha = \sigma dl_1 dl_2/R_1,$$

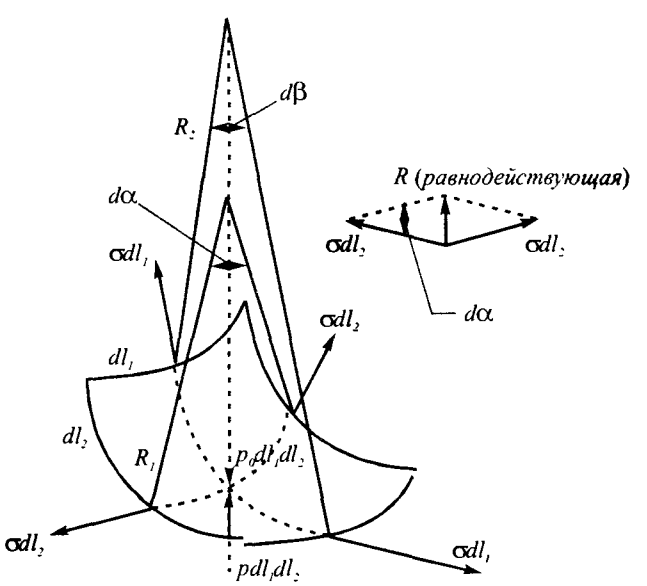


Рис. 2.1. К выводу уравнения Лапласа

а условие равновесия всех сил, приложенных к площадке, будет

$$p_0 - p = \sigma\left(\frac{1}{R_2} + \frac{1}{R_1}\right). \tag{2.9}$$

Для сферических поверхностей радиусы R_1 и R_2 одинаковы и равны радиусу капли r. Тогда

$$p_0 - p = 2\sigma/r. \tag{2.10}$$

Эти соотношения называются уравнениями Лапласа.

Условия термодинамического равновесия определяются соотношением (2.3). Для равновесия капли жидкости с ее паром $p' = p_0 = 2\sigma/r$, а $p'' = p_r$, где p_r — давление пара, находящегося в равновесии с каплей радиусом r, т.е. давление насыщенного пара жидкой капли. Таким образом,

$$\mu_{ж}(T, p_r + 2\sigma/r) = \mu_{п}(T, p_r). \tag{2.11}$$

Давление насыщенного пара над плоской поверхностью жидкости p_∞ равно давлению в слое жидкости, поскольку радиус кривизны плоской поверхности равен бесконечности. Поэтому для плоской поверхности можно записать

$$\mu_{ж}(T, p_\infty) = \mu_{п}(T, p_\infty). \tag{2.12}$$

Из термодинамики известно, что химический потенциал газов и паров, а также чистых жидкостей можно выразить через некоторое базовое давление p_*:

$$\mu_r(T, p) = \mu_r(T, p_*) + kT\ln(p/p_*). \tag{2.13}$$

где k — коэффициент Больцмана.

Вычитая почленно из (2.11) уравнение (2.12), с учетом соотношения (2.13) получим

$$\begin{aligned}&\mu_{ж}(T, p_r + 2\sigma/r) - \mu_{ж}(T, p_\infty) = \mu_{п}(T, p_r) - \mu_{п}(T, p_\infty) = \\ &= \mu_{п}(T, p_*) + kT\ln(p_r/p_*) - \mu_{п}(T, p_*) - kT\ln(p_\infty/p_*) = kT\ln(p_r/p_\infty).\end{aligned} \tag{2.14}$$

Учитывая тот факт, что жидкость трудно сжимаема, т.е. ее химический потенциал мало изменяется при изменении давления, можно разложить левую часть соотношения (2.14) в ряд Тейлора вблизи точки $p = p_\infty$ по переменной $p_r - p_\infty + 2\sigma/r$. В самом деле

$$\mu_{ж}(T, p_r + 2\sigma/r) = \mu_{ж}[T, p_\infty + (p_r - p_\infty + 2\sigma/r)] = \mu_{ж}(T, p_\infty) + (p_r - p_\infty + 2\sigma/r)(\partial\mu_{ж}/\partial p)_{p=p_\infty}.$$

Поскольку $(\partial\mu/\partial p)_{p=p_\infty} = kT/p_\infty = v_{ж}$, где $v_{ж}$ — удельный объем жидкости, то окончательно получим

$$(p_r - p_\infty + 2\sigma/r)v_{ж} = kT\ln(p_r/p_\infty),$$

или

$$\ln\frac{p_r}{p_\infty} = \frac{v_{ж}p_\infty}{kT}\left(\frac{p_r}{p_\infty} - 1 + \frac{2\sigma}{rp_\infty}\right). \tag{2.15}$$

Обозначим удельный объем пара при давлении p_∞ и T через $v_{п}$. Тогда $v_{ж}p_\infty/(kT) = v_{ж}/v_{п} \ll 1$. Положив $p_r/p_\infty = 1 + y$, перепишем (2.15) в виде

$$\ln(1+y)=\frac{v_{ж}}{v_{п}}\left(y+\frac{2\sigma}{rp_{\infty}}\right). \qquad (2.15а)$$

Так как $v_{ж}/v_{п}$ — обычно малая величина порядка 10^{-3}–10^{-4}, то при определении точки пересечения функций, стоящих в обеих частях равенства (2.15а), можно пренебречь величиной "y" в скобках в правой части (правая часть представляет собой почти горизонтальную прямую линию). Это эквивалентно использованию вместо (2.15) приближенного соотношения, называемого *уравнением Кельвина* или *Томсона-Гиббса*:

$$\ln\frac{p_r}{p_{\infty}}=\ln S_{п}=\frac{2\sigma v_{ж}}{rkT}=\frac{2\sigma m}{kT\rho_{ж}r}=\frac{2\sigma M}{RT\rho_{ж}r}. \qquad (2.16)$$

Здесь m и M — масса одной молекулы и одного моля жидкости, г.

Если имеет место состояние, при котором пересыщение пара в газовой смеси больше $S_{п}$, рассчитанной по уравнению (2.16), то на поверхности ядра будет конденсироваться пар и радиус капли увеличится. Если же пересыщение пара в газовой смеси меньше величины $S_{п}$, то молекулы пара будут испаряться с поверхности капли и радиус капли уменьшится. Наконец, если пересыщение пара в газовой смеси равно $S_{п}$, то возможность роста капель и их испарения одинаковая, т.е. при наличии в газе большого количества капель половина из них будет расти за счет конденсации пара, а другая половина будет испаряться. Следовательно, давление насыщенного пара над каплей, а потому и пересыщение пара, выраженное уравнением (2.16), неустойчиво (метастабильно).

Для паров воды в воздухе при T = 293 К (σ = 72 дин/см, $r_{ж}$ = 1 г/см^3, M = 18 г/моль, R = = 8,3144·10^7 эрг/(К·моль) по формуле (2.16) получаем

$$S_{п}=\exp(1{,}064\cdot10^{-7}/r),$$

где r выражается в сантиметрах.

Кривая $S_{п}$, представленная на рис. 2.2, является равновесной линией. Если для капли радиусом r связанная с ним величина $S_{п}$ лежит слева от линии, то капля будет испаряться. Если же точка, соответствующая $S_{п}$, расположена справа от равновесной линии, то капля будет расти. Капле, имеющей определенный размер, необязательно соответствует значение $S_{п}$, расположенное на равновесной линии. Приведенная кривая показывает лишь условия, при которых капля будет расти или испаряться.

При использовании уравнения Кельвина предполагалось, что поверхностное натяжение одинаково для капель всех размеров и зависит лишь от природы жидкости. Однако, если капля очень мала, то к ней трудно применить обычное определение поверхностного натяжения. Имеются некоторые указания экспериментального характера на то, что для мелких капель поверхностное натяжение зависит от их радиуса. С другой стороны, надежных зависимостей $\sigma_{г}=\sigma(r)$ в настоящее время не имеется, поэтому введение поправок (типа $d\sigma/dr$) в формулу (2.16) лишено практического смысла.

Если взвешенные в газе капли имеют иной состав, чем конденсирующиеся пары, то описанный механизм образования тумана сохраняется. Однако при прочих равных условиях критическое пересыщение пара может быть различным. Оно ниже в том случае, когда пар реагирует с каплей или когда пар растворяется в жидкости. Пересыщение пара выше в том случае, когда поверхность капли не смачивается конденсирующейся жидкостью.

При конденсации пара на твердых ядрах конденсации механизм образования тумана такой же, как и на каплях, но пересыщение пара, соответствующее давлению насыщенного пара, для ядер и капель может отличаться в зависимости от природы вещества частиц и их формы. Например, если ядра конденсации состоят из химически активных веществ (по отношению к конденсирующемуся пару), существенно изменяются условия равновесия. Если ядра конденсации имеют пористую структуру, то в этом случае на процесс конденсации будут оказывать влияние капиллярные силы.

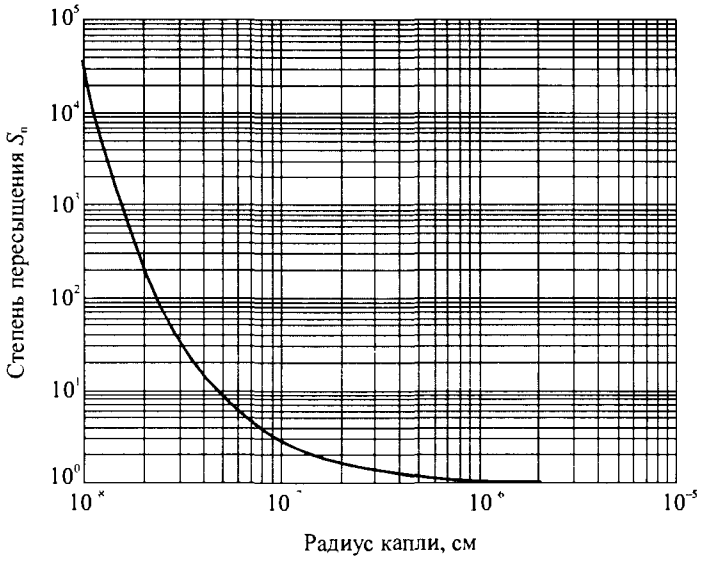


Рис. 2.2. Кривая конденсации Кельвина для водяного пара

Формирование капель на частицах происходит в результате накопления конденсирующейся жидкости. При этом, независимо от формы, частицы постепенно обволакиваются жидкостью и превращаются в капли. В первом приближении можно принять, что взвешенные частицы имеют шарообразную форму; они смачиваются жидкостью, но не вступают с нею во взаимодействие. Условия начала конденсации пара на таких частицах могут быть рассчитаны по уравнению Кельвина. Роль несмачиваемых ядер в процессе конденсации не выяснена до конца. Это еще одна задача, которую предстоит решить в будущем.

2.3. ГОМОГЕННАЯ (СПОНТАННАЯ) КОНДЕНСАЦИЯ ПАРА

В газовой смеси, содержащей пар, постоянно в результате флуктуации образуются комплексы, состоящие из нескольких молекул, которые тотчас же снова испаряются. Комплексы не одинаковы по размеру, причем, чем больше размер комплексов, тем меньше их относительное содержание в газовой смеси.

Некоторые из комплексов достигают критического размера, в результате давление насыщенного пара над такими комплексами становится равным давлению пара в газовой смеси, выраженному уравнением (2.16). В этом случае комплексы становятся зародышами. Следовательно, при конденсации даже одной молекулы пара на поверхности зародыша последний становится каплей, радиус которой будет увеличиваться за счет конденсации пара с возрастающей скоростью (при S_n = const).

В момент испарения одной молекулы пара с поверхности зародыша он становится комплексом, радиусом меньше критического, поэтому такой комплекс испаряется. Так как скорости испарения и конденсации зародыша одинаковые, то только половина зародышей становится каплями.

С увеличением пересыщения пара радиус зародыша уменьшается, поэтому число зародышей возрастает, т.е. увеличивается скорость образования зародышей.

Таким образом, существует определенный минимальный, критический размер, которым должен обладать возникающий в метастабильной фазе зародыш новой фазы для того, чтобы он стал центром образования этой фазы. Поскольку для размеров, меньших и больших "критического", устойчива одна или другая фаза, то "критический зародыш" находится в неустойчивом равновесии с метастабильной фазой. Ввиду быстрого убывания вероятности флуктуаций с возрастанием их размеров (по экспоненте), начало фазового перехода определяется вероятностью возникновения зародышей именно этих минимально необходимых размеров.

Указанная выше вероятность определяется энергетическим аспектом процесса. Согласно положениям молекулярно-кинетической теории вероятность флуктуационного возникновения зародыша пропорциональна $\exp[-W_{min}/(kT)]$, где W_{min} — минимальная работа, которую необходимо затратить на его образование. Поскольку метастабильную фазу можно рассматривать как внешнюю среду, в которой находится зародыш, а температуры среды и зародыша одинаковы, то W_{min} определяется свободной энтальпией $G(p) = E - TS + pV = \Phi(p) + pV$, где E — внутренняя энергия, S — энтропия и $\Phi(p) = E - TS$ — свободная энергия. Первоначально молекулы пара имели во внешней среде свободную энтальпию $G(p) = \Phi(p) + Pv$. При образовании зародыша изменились объем, давление и совершена работа образования поверхности, т.е. величина G приобрела значение $G_0(p) = \Phi_0(p) + Pv_0 + \sigma F$. Тогда можно записать

$$W_{min} = [\Phi_0(p) + pV_0 + sF] - [\Phi(p) + pV] = [\Phi_0(p_0) + p_0V_0 - p_0V_0 + pV + yF] - [\Phi(p) + pV] =$$

$$= G_0(p_0) - G(p) - (p_0 - p)V_0 + \sigma F. \qquad (2.17)$$

Предполагая метастабильность слабой, получим

$$G_0(p_0) = G_0[p + (p_0 - p)] \cong G_0(p) + (p_0 - p)(\partial G_0/\partial p)_{p=p_0} = G_0(p) + (p_0 - p)V_0.$$

Наконец, учитывая, что $G(p) = g\mu(p)$, где $g = V_0/v_0$, а v_0 — объем одной молекулы конденсата, сведем (2.17) к виду

$$W_{min} = g[\mu_0(p) - \mu(p)] + \sigma F. \qquad (2.18)$$

Число молекул в зародыше g можно выразить через размер зародыша

$$g = (N_A/M)(\pi/6)d^3\rho. \qquad (2.19)$$

Согласно выражению (2.13)

$$\mu_0(p) - \mu(p) = -kT \ln S_n.$$

Следовательно, окончательно имеем

$$W_{min} = -kTg \ln S_n + \pi d^2\sigma. \qquad (2.20)$$

Это уравнение можно выразить либо через диаметр зародыша

$$W_{min} = \pi d^2\sigma - kT \ln S_n [(N_A/M)(\pi/6)\rho]d^3, \qquad (2.21)$$

либо через количества молекул в зародыше

$$W_{min} = -kT \ln S_n g + [\sigma M \sqrt{\pi}/(N_A\rho)]^{2/3} \sigma g^{2/3}. \qquad (2.21a)$$

Нетрудно заметить, что минимальная работа образования зародыша зависит от параметров последнего весьма сложным образом. Зависимость эта весьма неоднозначна. В самом деле, для $S_n \le 1$, т.е для ненасыщенного и насыщенного пара, $\ln S_n \le 0$. В этом случае оба слагаемых правых частей уравнений (2.21) положительны, и минимальная работа образования зародыша возрастает с увеличением его размеров по закону кубической параболы. Для пересыщенного пара слагаемые (2.21) имеют разные знаки, причем отрицательным является слагаемое, содержащее размер зародыша в большей степени. Поэтому при малых размерах зародыша положительные слагаемые будут превалировать и W_{min} будет возрастать при увеличение d или g. Однако, начиная с некоторого вполне опре-

деленного для конкретной $S_п$ размера зародыша, отрицательные слагаемые становятся большими по абсолютному значению, и W_{min} будет убывать. Иными словами, для каждой степени пересыщения пара характерно наличие "критического" размера зародыша, образование которого требует максимальной работы.

На рис. 2.3 представлен график зависимости W_{min} от диаметра зародыша для водяного пара при T = 293 К и различных значениях пересыщения пара. Как видно из графика, из уравнения (2.21) следует существование энергетического барьера, препятствующего росту зародышей с размерами, меньшими критического. Зародыши с размерами больше критического будут расти и превращаться в капли, поскольку для них с увеличением размера свободная энтальпия уменьшается, т.е. капли отдают энергию. Если же размер зародышей меньше критического, то они превращаются в комплексы и испаряются, так как при испарении комплексов их свободная энтальпия уменьшается.

Критический размер зародыша d^* можно определить, продифференцировав W_{min} по d, приравняв результат к нулю и решив полученное уравнение относительно d. В итоге получаем

$$d^* = 4\sigma M/(RT\rho \ln S_п). \tag{2.22}$$

Нетрудно заметить, что уравнение (2.22) — это попросту другая запись уравнения Кельвина (2.16). Следовательно, энергетика процессов гомогенной конденсации и конденсации на ядрах одинакова.

Используя соотношение (2.19), можно выразить критический размер зародыша через количество составляющих его молекул. Подставив в правую часть (2.19) вместо d^* его значение из уравнения (2.22), после расшифровки постоянных ($N_A = 6{,}025\cdot10^{23}$; $k = 1{,}38\cdot10^{-16}$) находим

$$g^*(S_п) = 35{,}1267\left(\frac{M}{\rho}\right)^2\left(\frac{\sigma}{T}\right)^3\frac{1}{(\ln S_п)^3}. \tag{2.23}$$

Кинетика образования зародышей при гомогенной конденсации наиболее точно описывается уравнением Френкеля [9]

$$I = 1{,}08\cdot10^{20}\left(\frac{\alpha}{S_п\zeta}\right)\left(\frac{\rho}{T}\right)^2(M\delta)^{1/2}\exp\left[-\frac{17{,}56}{(\ln S_п)^2}\left(\frac{M}{\zeta}\right)^2\left(\frac{\delta}{T}\right)^3\right]. \tag{2.24}$$

Здесь I — скорость образования зародышей, 1/(см^3·с); α — коэффициент конденсации (аккомодации), и нужно использовать такие размерности величин: ζ, г/см^3; ρ, мм. рт. ст.; δ, дин/см; M, г/моль и T, К.

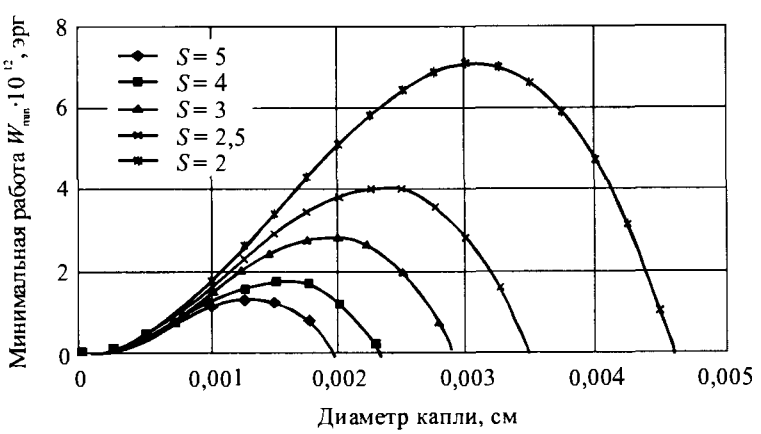


Рис. 2.3. Зависимость минимальной работы от диаметра капли

Таблица 2.2

Скорости конденсаций и число молекул в одном зародыше при некоторых значениях $S_п$ (при $\alpha = 1$)

$S_п$	3,0	3,5	3,6	3,7	3,8	4,0
I, зародышей/(см^3·с)	$3{,}6\cdot10^{-9}$	$3{,}2\cdot10^{-2}$	$3{,}2\cdot10^{-1}$	2,66	18,25	541,4
Число молекул, необходимое для начала роста g^*	127	86	80	75	71	63
$d^*\cdot10^3$	1,94	1,70	1,66	1,63	1,59	1,54

В табл. 2.2 представлена зависимость основных параметров гомогенной конденсации от степени пересыщения пара для случая водяных паров в воздухе, находящихся при температуре 293 К и давлении 760 мм рт. ст. Из этих данных видно, что I очень сильно зависит от $S_п$. С другой стороны, чтобы поток зародышей стал заметным, нужно создать существенное пересыщение. Критическим (с точки зрения образования зародышей) называется такое пересыщение, при котором $I = 1$.

Используя это определение, из (2.24) находим

$$\ln I = 0 = \ln K - \ln S_п^* - B/(\ln S_п^*)^2$$

или

$$(\ln S_п^*)^3 - (\ln S_п^*)^2 \ln K + B = 0, \qquad (2.25)$$

где

$$K = 1{,}08\cdot10^{20}\frac{\alpha}{\rho}\left(\frac{p}{T}\right)^2(M\sigma)^{1/2}; \qquad M = 17{,}56\left(\frac{M}{\rho}\right)^2\left(\frac{\sigma}{T}\right)^3.$$

Решая кубическое уравнение (2.25), находим $\ln S_п^*$, а затем и критическую степень пересыщения. Например, для условий получения данных табл. 2.2 $S_п^* = 3{,}652$.

Из формулы (2.24) следует, что надежность расчетного выхода частиц целиком обусловлена полнотой и достоверностью сведений технологического и физико-химического характера: парциальные давления конденсирующихся паров (оксидов металла, углерода и т.п.), коэффициенты поверхностного натяжения конденсатов, коэффициенты конденсации и т.д. В настоящее время такая информация практически отсутствует в литературе.

Заметим, однако, что без решения этих вопросов качественное обеспечение экологических аспектов производства невозможно.

2.4. ИОНЫ КАК ЯДРА КОНДЕНСАЦИИ. РАСТВОРИМЫЕ ЯДРА

Когда ядра конденсации имеют электрический заряд или конденсация происходит на газовом ионе, давление насыщенного пара над таким кластерами и пересыщение пара, соответствующее этому давлению, меньше, чем над незаряженными каплями такого же размера.

Данное явление имеет простое физическое объяснение. Считают, что молекулы жидкости несимметричны; это, по сути дела, диполи, в которых положительный и отрицательный заряды в целом электронейтральной молекулы "разнесены" на некоторое расстояние. Поэтому между заряженным ядром и конденсирующейся жидкостью возникают кулоновские силы взаимного притяжения, способствующие конденсации. Поскольку сила Кулона пропорциональна произведению зарядов и обратно пропорциональна квадрату расстояния между ними, то при наличии на частице или ионном кластере заряда, равного q, свободная энтальпия поверхности капли возрастает на величину $(q^2/d)\times$ $\times(1/\varepsilon_1 - 1/\varepsilon_2)$, где ε_1 и ε_2 — диэлектрические проницаемости газовой среды и жидкости соответствен-

но, а d — диаметр капли. Минимальная работа образования капли в этом случае равна (сравните с уравнением (2.21))

$$W_{min} = -\frac{\pi}{6} d^3 \rho \frac{RT}{M} \ln S_п + \pi d^2 \sigma + \frac{q^2}{d}\left(\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{\varepsilon_2}\right). \qquad (2.26)$$

Как и в случае гетерогенной конденсации, продифференцировав (2.26) по d и приравняв полученное выражение нулю, находим связь между степенью пересыщения и критическим диаметром капли:

$$\ln S_п = \frac{M}{RT}\left[\frac{4\sigma}{d} - \frac{2q^2}{\pi d^4}\left(\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{\varepsilon_2}\right)\right]. \qquad (2.27)$$

График уравнения (2.27) для паров воды, находящихся в воздухе ($\varepsilon_1 = 1$ и $\varepsilon_2 = 78$) при температуре 293 К, приведен на рис. 2.4. При расчетах принимали, что ядро имеет заряд, равный заряду одного электрона, т.е. $q = 4{,}8 \cdot 10^{-10}$ единиц заряда СГСЕ ($1{,}6 \cdot 10^{-16}$ Кл).

Из данных этого рисунка четко видно, что закономерности конденсации на заряженном ядре или ионе существенно отличаются от ранее рассмотренных, главным образом для мелких, капель. Например, в то время как пересыщение пара над незаряженной каплей быстро растет с уменьшением диаметра, для заряженных капель оно достигает максимального значения, равного ~ 3,6 при d ~ ~ 0,0000001 см, а затем уменьшается практически до нуля. Следовательно, незаряженные капли не могут существовать в ненасыщенной газовой смеси, тогда как заряженные капли могут существовать как в насыщенном ($S_п = 1$) и даже ненасыщенном паре ($S_п < 1$). В результате, если в газовой смеси присутствуют газовые ионы, то очень мелкие капли не испаряются даже при ненасыщенном паре. Однако эти капли не могут вырасти до больших размеров, так как увеличение диаметра капли возможно лишь при $S_п > 1$ (восходящая ветвь кривой).

В том случае, когда будет создано необходимое пересыщение пара и тем самым будет пройдено состояние, характеризуемое максимумом кривой, пар начнет конденсироваться на каплях, и их размеры будут увеличиваться (нисходящая часть кривой). При этом, чем больше становится капля, тем меньше давление насыщенного пара над ней и тем меньше пересыщение, при котором растет капля.

Таким образом, механизм образования частиц аэрозоля при наличии газовых ионов и без них в основном одинаков, но пересыщение, соответствующее давлению насыщенного пара, в присутствии газовых ионов ниже.

Анализ структуры уравнения (2.26) показывает, что в общем случае в зависимости от степени пересыщения при испарении или конденсации капли, содержащей ион, возможны три варианта.

Первый вариант имеет место в ненасыщенном и насыщенном паре ($S_п \le 1$). Здесь $\ln S_п$ всегда отрицателен или равен нулю, следовательно, все слагаемые уравнения (2.26) будут всегда положительными. Если диаметр d очень мал, то слагаемое, содержащее множитель $1/d$, является преобладающим. При возрастании d вклад этого слагаемого в общую сумму уменьшается, в то время как значение слагаемого, содержащего d^3, становится более существенным (слагаемое, содержащее d^2, также возрастает, но не в такой степени). Поэтому с возрастанием d величина W_{min} в этом варианте сначала уменьшается, достигая минимума, а затем снова увеличивается (кривые $S_п = 0{,}5$ и $S_п = 1$ на рис. 2.5). Так как наиболее вероятной является фаза, обладающая минимальной свободной энтальпией, то данный результат означает существование стабильного состояния капли с размером, совпадающим с положением равновесной линии на рис. 2.4. При отклонении от этой линии в любую сторону капля будет испаряться.

При степени пересыщения, заключенной между единицей и максимальным значением ($1 < S_п < < S_{max}$), наблюдается другая картина. При малых d третье слагаемое в уравнении (2.26) по-прежнему преобладает, поэтому при увеличении диаметра W_{min} будет уменьшаться, как и в предыдущем слу-

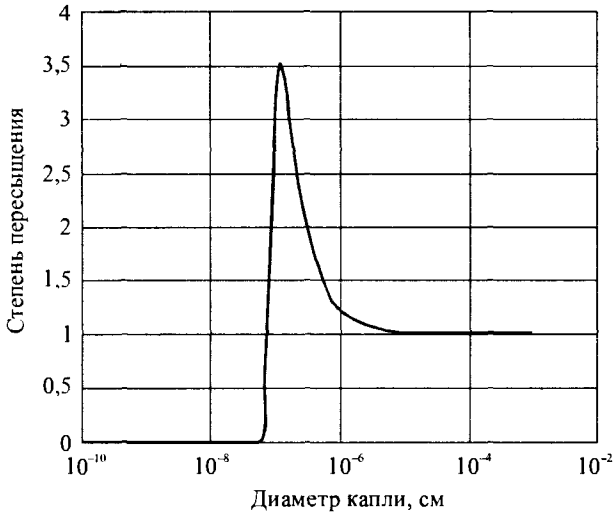


Рис. 2.4. Кривая конденсации для заряженного ядра

чае. Затем, начиная с некоторого значения диаметра, величина второго слагаемого становится превалирующей и свободная энтальпия несколько возрастает. При дальнейшем росте d преобладает первое слагаемое, которое при $S > 1$ всегда отрицательно, и W_{min} быстро падает. В практическом плане это означает, что в аэрозоле будут содержаться в основном частицы с $d \sim 0{,}001$ мкм и $d > 0{,}0048$ мкм (кривая $S_п = 2$ на рис. 2.5), По мере увеличения $S_п$ "провал" кривой W_{min} будет сглаживаться, пока при $S_п \geq S_{max}$ не исчезнет вовсе (см. кривые $S_п = 4{,}0$ и $S_п = 6{,}0$ на рис. 2.5).

При степени пересыщения пара, превышающей $S_п$ в максимуме равновесной линии ($S_{max} \sim 3{,}652$) наблюдается другая картина. Этому состоянию газовой фазы соответствуют не столь уж малые размеры частиц. И хотя при малых d третье слагаемое в уравнении (2.26) по-прежнему преобладает, из-за того, что слагаемое, содержащее $\ln S_п$, всегда отрицательно, W_{min} непрерывно уменьшается. Таким образом, если степень пересыщения пара больше величины, соответствующей максимуму зависимости, представленной на рис. 2.4, то заряженная капля любого размера будет расти. Заметим, кстати, что диаметр частицы, при котором равновесная кривая достигает максимума, определяется из соотношения

$$d_{**} = \left[\frac{2q^2}{\pi\sigma}\left(\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{\varepsilon_2}\right)\right]^{1/3}. \qquad (2.28)$$

Если ядра состоят из вещества, растворяющегося в конденсирующейся жидкости, давление пара этой жидкости понижается, а следовательно, уменьшается и пересыщение, необходимое для начала конденсации. Если раствор и чистый растворитель имеют одинаковую кривизну поверхности, то давление пара над раствором меньше на величину $d_р$, которую можно оценить различными способами. Поскольку все имеющиеся в литературе методики дают приблизительно одинаковые результаты, то приведем лишь одну из них.

Для раствора электролита уменьшение равновесного давления пара определяется выражением

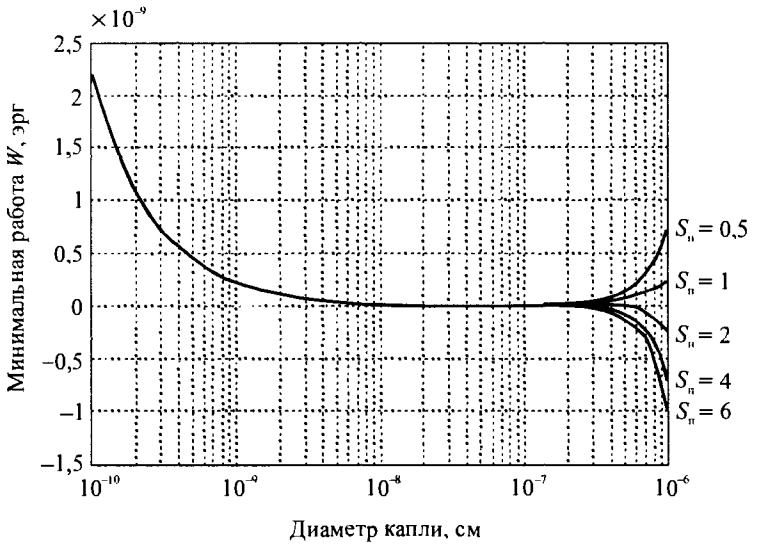


Рис. 2.5. Зависимость минимальной работы образования зародыша на заряженном ядре от размера капли

$$\frac{p'_\infty(T)}{p_\infty(T)} = \exp(-\nu g \vartheta M), \tag{2.29}$$

где $p'_\infty(T)$ и $p_\infty(T)$ — равновесное давление пара над плоскими поверхностями соответственно раствора и чистого растворителя; M — молекулярная масса растворителя; g — моляльный осмотический коэффициент; ν — число ионов, образующихся при полной диссоциации молекулы. В табл. 2.3 приведены значения g и ν для некоторых электролитов при различных концентрациях. Коэффициент ϑ — это число молей растворенного вещества в грамме растворителя. Для сферической капли его можно определить по формуле

$$\vartheta = \frac{m}{W}\left(\frac{\pi}{6}d^3\rho' - m\right)^{-1}, \tag{2.30}$$

где W — молекулярная масса растворенного вещества; m — масса растворенного вещества в капле; d — диаметр капли. Обозначения со штрихами относятся к смеси растворитель – растворенное вещество, без штриха — к чистым веществам.

Уравнение Кельвина (2.16) для чистой капли можно представить в виде

$$\frac{p}{p_\infty(T)} = \exp\left(\frac{4\sigma M}{\rho RTd}\right).$$

Для капли раствора это уравнение можно записать аналогичным образом:

$$\frac{p'}{p'_\infty(T)} = \exp\left(\frac{4\sigma' M}{\rho' RTd}\right). \tag{2.31}$$

С учетом (2.31) и (2.29) получим выражение для давления пара над каплей раствора

$$\frac{p'}{p_\infty(T)} = \frac{p'}{p'_\infty(T)}\frac{p'_\infty(T)}{p_\infty(T)} = \exp\left(\frac{4\sigma' M}{\rho' RTd} - \nu g \vartheta M\right). \tag{2.32}$$

В отличие от случая конденсации на каплю из чистого растворителя присутствие растворенного вещества делает возможной конденсацию даже при относительной влажности, меньшей 100 %, т.е.

Таблица 2.3

Осмотические коэффициенты g различных электролитов при 298 К

Молярность	NaCl (ν = 2)	$MgCl_2$ (ν = 3)	$(NH_4)_2SO_4$ (ν = 3)	$Ca(MO_3)_2$ (ν = 3)	$Al_2(SO_4)_3$ (ν=5)
0,1	0,932	0,861	0,767	0,827	0,420
0,2	0,925	0,877	0,731	0,819	0,390
0,4	0,920	0,919	0,690	0,821	0,421
0,6	0,923	0,976	0,667	0,831	0,545
0,8	0,929	1,036	0,652	0,843	0,718
1,0	0,936	1,108	0,640	0,859	0,922

при $p'/p_\infty(T) < 1$. Влияние растворенного вещества можно рассматривать подобно влиянию иона при росте и испарении капли, если только основной размер ядра не слишком велик.

Как и в случае конденсации на ионах, может существовать стабильная капля раствора, размер которой зависит только от массы растворенного вещества и отношения $p'/p_\infty(T)$. Например, капля диаметром 1 мкм, содержащая 10^{-15} г NaCl, в атмосфере с $p'/p_\infty(T) = 1{,}001$ быстро испаряется до размера 0,6 мкм. Если же начальный диаметр капли с таким содержанием NaCl составляет 3 мкм, то она будет неограниченно расти, пока окружающий ее водяной пар окончательно не "исчерпается" или частица не будет выведена из пара иными процессами, такими, как седиментация.

Впрыскивание растворимых частиц во влажный воздух приводит к практически мгновенному образованию стабильных капель гораздо большего размера. Зависимость стабильного диаметра капли от диаметра сферических частиц NaCl при различных относительных влажностях приведена на рис. 2.6.

Если относительная влажность воздуха составляет 100 %, то диаметр частицы возрастает приблизительно в пять раз по сравнению с исходной частицей NaCl, имеющей массу 10^{-16} г, и в десять раз, если масса исходной частицы составляет 10^{-13} г. Если капля содержит некоторые растворенные вещества, то из-за эффектов гистерезиса небольшое изменение влажности не приведет к значительному изменению стабильного размера капли в отличие от капель, состоящих из чистых растворителей.

Гистерезис состоит в том, что фазовый переход, происходящий при одном значении влажности в случае ее возрастания, при ее уменьшении происходит при другом значении. Вначале гигроскопичная растворимая частица в окружении паров растворителя в результате адсорбции покрывается оболочкой растворителя. При некотором минимуме относительной влажности количество осажденного растворителя станет таким, что частица растворится и образуется жидкая капля. Если для того, чтобы высушить каплю, влажность уменьшать, то оказывается, что капля остается, даже если относительная влажность меньше требуемой для первоначального растворения. Это означает, что раствор, из которого состоит капля, становится пересыщенным. При дальнейшем уменьшении относительной влажности растворенное в капле вещество внезапно кристаллизуется.

2.5. КИНЕТИКА ИСПАРЕНИЯ И РОСТА КАПЕЛЬ

Как следует из материала, изложенного выше, скорость конденсации является сложной функцией многих переменных:

$$dq/d\tau = f(T, r, p \text{ и др.}).$$

Здесь q — количества вещества (конденсата), г. Было предложено большое количество конкретных выражений этой функциональной зависимости. В настоящее время считается, что наиболее точно скорость конденсации пара на поверхности капли, взвешенной в спокойном газе, описывается формулой Максвелла с поправкой Фукса.

Формулируя свою теорию испарения капли, Д. К. Максвелл (1877) принял ряд упрощающих предположений. Он допустил, что для данной температуры парциальное давление пара над поверхностью капли равно давлению насыщения, т.е. $p_{пов} = p_г = p_\infty$. Иначе говоря, концентрация пара над поверхностью равна концентрации насыщенного пара независимо от формы по-

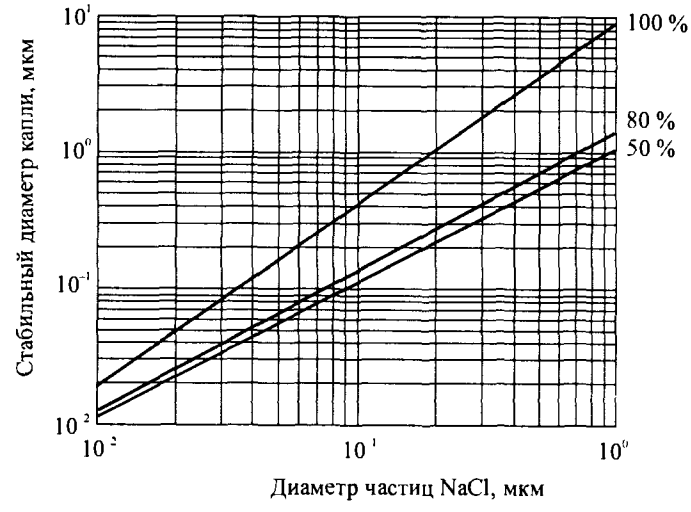


Рис. 2.6. Зависимость стабильного диаметра капли от диаметра сферических частиц NaCl при различных относительных влажностях

верхности. Это, конечно, очень серьезное упрощение формулировки задачи. Считают, что оно справедливо, если размер капли соизмерим со средней длиной свободного пробега молекул пара. Далее Максвелл утверждал, что молекулы пара перемещаются по отношению к поверхности капли лишь путем диффузии. В соответствии с законом Фика плотность диффузионного потока массы равна $J = -D(\partial c/\partial R_г)$, где D — коэффициент диффузии, см^2/с; $R_г$ — расстояние, отсчитываемое от центра капли, см; c — концентрация пара, г/см^3. Количество пара I, уходящего или входящего через сферическую поверхность радиусом $R_г$ за 1 с, составляет

$$I = 4\pi R_г^2 D(\partial c/\partial R_г). \tag{2.33}$$

Это количество не зависит от конкретного значения $R_г$, так как вследствие закона сохранения массы произведение количества молекул пара, пересекающих поверхность $S = 4\pi R_г^2$, на величину этой поверхности является величиной постоянной. Поэтому, разделяя переменные в уравнении (2.33) и интегрируя получившееся выражение по $R_г$, находим

$$c = -\frac{1}{4\pi R_г D} + \text{const}. \tag{2.34}$$

На достаточно большом удалении от капли ($R_г \to \infty$) концентрация пара равна его концентрации в газовой смеси ($c = c_0$), поэтому const = c_0 и

$$c = -\frac{1}{4\pi R_г D} + c_0.$$

На поверхности капли ($R_г = r$) $c = c_г$. Тогда

$$c_r = -\frac{1}{4\pi r D} + c_0 \quad \text{и} \quad I = 4\pi r D(c_0 - c_r),$$

или в предположении $c_г = c_\infty$

$$I = 4\pi r D(c_0 - c_\infty). \tag{2.35}$$

Уравнение (2.35) называют *уравнением Максвелла*.

От массовых концентраций пара можно перейти к парциальным давлениям, рассматривая пар как идеальный газ:

$$C = pM(RT), \tag{2.36}$$

где R = 62360 м^3·(мм рт. ст.)/(К·моль), если давление пара выражено в миллиметрах ртутного столба. Теперь уравнение Максвелла можно переписать в виде

$$I = \frac{4\pi D M r}{RT}(p_0 - p_\infty). \tag{2.37}$$

Коэффициенты диффузии различных компонентов в газовых смесях при нормальных условиях (760 мм рт. ст, и 0 °С) D_0 можно найти в справочной литературе [10–12], некоторые данные приведены в табл. 2.4. Коэффициенты диффузии при другой температуре определяются из соотношения

$$D = D_0(T/T_0)^{1,5} \tag{2.38а}$$

а при другом давлении

$$D = D_0(p/p_0). \qquad (2.38б)$$

Давление паров жидкости при различных температурах $p_\infty(T)$ оценивается с помощью формулы (2.6) и данных типа табл. 2.1; необходимо только согласовать эти данные с единицами измерения давления. Так, например, если давление измеряется в миллиметрах ртутного столба, то коэффициенты табл. 2.1 следует умножить на 2,303.

При конденсации пара $p_0 > p_\infty$. С другой стороны, скорость конденсации (испарения) можно выразить через изменение массы капли

$$I = \frac{dq}{d\tau} = \frac{d}{d\tau}\left(\rho\frac{4}{3}\pi r^3\right) = 4\pi\rho r^2\frac{dr}{d\tau}.$$

Тогда уравнение (2.37) принимает вид

$$4\pi\rho r^2\frac{dr}{d\tau} = \frac{4\pi DMr}{RT}(p_0 - p_\infty)$$

или

$$r\frac{dr}{d\tau} = \frac{DM}{RT\rho}(p_0 - p_\infty). \qquad (2.39)$$

Проинтегрировав (2.39) по времени от 0 до τ и по радиусу — от r_0 до r, найдем время конденсации (испарения) капли

$$\tau = \frac{\rho RT(r^2 - r_0^2)}{2DMp_\infty(S_п - 1)} = \frac{\rho RT(d^2 - d_0^2)}{8DMp_\infty(S_п - 1)}. \qquad (2.40)$$

Уравнение (2.40) называют *уравнением Ленгмюра*.

Формула Ленгмюра хорошо соответствует экспериментальным данным в тех случаях, когда аэрозоль монодисперсен. Если рассматривать полидисперсный набор ядер конденсации (частицы диаметром больше 0,1 мкм), то здесь согласие с опытом гораздо хуже. Особенно это касается мелких капель. Н. А. Фукс отметил, что для частиц с диаметром, приблизительно равным средней длине свободного пробега газовых молекул, уравнение Ленгмюра неприменимо, поскольку оно приводит к большим величинам скорости испарения молекул, чем скорость испарения в вакууме. Поэтому Н. А. Фукс предположил, что испарение (и конденсация) начинается не с поверхности капли, а с поверхности шара радиусом $r + \Delta$, где Δ примерно равно среднему свободному пробегу молекул. Правую часть уравнения Максвелла (2.37) следует разделить на поправочный коэффициент φ, учитывающий это обстоятельство:

Таблица 2.4

Коэффициенты диффузии для различных газовых смесей при нормальных условиях

Смесь	D_0, см^2/с	Смесь	D_0, см^2/с
H_2O – воздух	0,219	Бензол – кислород	0,080
Этанол – воздух	0,099	Ртуть – азот	0,119
Йод – азот	0,070	CO_2 – воздух	0,139
Йод – воздух	0,069		

$$\varphi = \frac{D}{r\alpha v} + \frac{r}{r+\Delta}. \tag{2.41}$$

Здесь α — коэффициент конденсации (аккомодации); $v = w/4 = 3638(T/M)^{1/2}$; w — средняя скорость движения молекул пара, см/с. Для чистой воды $\alpha = 0{,}034$, а параметр Δ определяется из выражения

$$\Delta = l_i\left(\frac{M_1 + M_2}{M_2}\right)^{1/2}, \tag{2.42}$$

где M_1 и M_2 — молекулярные массы пара и газа соответственно; l_i — средняя длина свободного пробега молекул пара, причем

$$l_i = v_г\left(\frac{\pi M}{2RT}\right)^{1/2}, \tag{2.43}$$

$v_г$ — коэффициент кинематической вязкости газа, см^2/с.

Коэффициент φ, как это следует из структуры формулы (2.41), оказывает наибольшее влияние при малых размерах частиц. На рис. 2.7 представлена зависимость поправки Фукса от радиуса капли для различных значений комплекса $D/(\alpha v)$, имеющего размерность единицы длины. Можно видеть, что при $r > 0{,}1 \div 10$ мкм коэффициент φ практически равен единице и его можно, не учитывать. Отметим, кстати, что комплекс $D/(\alpha v)$ практически не зависит от природы вещества и определяется, главным образом, значением температуры. Например, для воды и серной кислоты этот комплекс примерно одинаков и равен при $T = 273$ К $1{,}6\cdot10^{-5}$см, а при $T = 373$ К $2{,}1\cdot10^{-5}$см.

Поправка Н. А. Фукса корректирует скорость конденсации (испарения). Уточненное уравнение Максвелла имеет вид

$$I = \frac{dq}{d\tau} = \frac{4\pi DMr}{RT\varphi}(p_0 - p_\infty).$$

Раскрывая содержание q и φ, получаем

$$4\pi\rho r^2\frac{dq}{d\tau} = \frac{4\pi DMr}{RT\left(\dfrac{D}{r\alpha v} + \dfrac{r}{r+\Delta}\right)}(p_0 - p_\infty).$$

или после преобразований

$$\frac{r^2 + \dfrac{D}{\alpha v}(r+\Delta)}{r+\Delta}dr = \frac{DM}{\rho RT}(p_0 - p_\infty)d\tau.$$

Интегрируя это уравнение, находим

$$\tau = \frac{\rho RT(d^2 - d_0^2)}{8DMp_\infty(S_п - 1)}\left[1 + \frac{4}{d+d_0}\left(\frac{D}{\alpha v} - \Delta\right) + \frac{8\Delta^2}{d^2 - d_0^2}\ln\left(\frac{d+2\Delta}{d_0+2\Delta}\right)\right]. \tag{2.44}$$

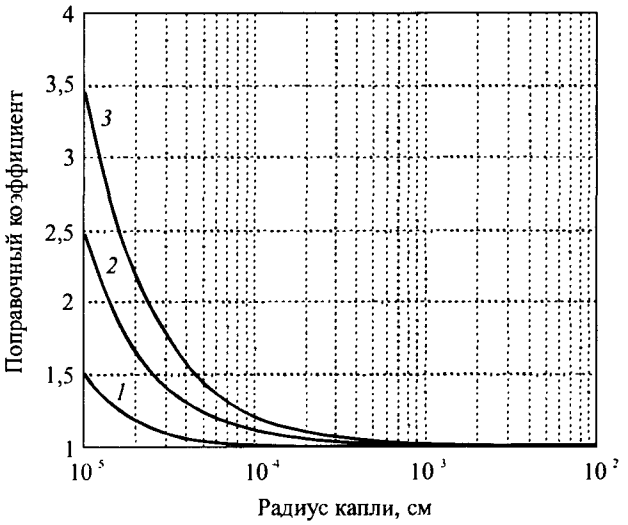


Рис. 2.7. Зависимость поправочного коэффициента Фукса от радиуса капли при различных значениях $D/(\alpha\nu)$:
1 — $D/(\alpha\nu) = 1\cdot10^{-5}$см; *2* — $2\cdot10^{-5}$; *3* — $3\cdot10^{-5}$

При конденсации на поверхности капли возникает градиент концентрации пара. Но так как общее давление пара должно оставаться постоянным, происходит гидродинамическое течение парогазовой смеси перпендикулярно поверхности капли, усиливающее диффузию паров к этой поверхности. Это гидродинамическое течение называется стефановским; оно может оказывать существенное влияние на процесс конденсации. В уравнении (2.37) это влияние может быть отражено дополнительным множителем $n = 1 + (p_0 + p_\infty)/(2p)$, где p — общее давление газовой смеси.

В большинстве практических случаев образование конденсационных аэрозолей происходит при конденсации пара в присутствии большого количества неконденсирующегося газа, поэтому отношение $(p_0 + p_\infty)/(2p)$ мало, и, следовательно, влияние стефановского потока на скорость конденсации пара на каплях можно не учитывать.

Третья поправка к уравнению Максвелла необходима для учета изменения температуры внутри частицы в процессе конденсации или испарения. Это изменение влияет на давление насыщения, так что скорость испарения уменьшается, а скорость конденсации увеличивается. Мы не будем подробно останавливаться на этой задаче, отметим только, что формула Ленгмюра с поправкой на температуру имеет вид

$$\tau = \left[\frac{Lp}{RT}\left(\frac{LM}{RT} - 1\right) + \frac{\rho RT}{DMp_\infty}\right]\frac{d^2 - d_0^2}{8(S_п - 1)}. \qquad (2.45)$$

Здесь L — скрытая теплота конденсации, а λ — коэффициент теплопроводности газа. Эти величины не сильно изменяются с изменением температуры. Температура капли при конденсации и испарении существенно зависит от температуры окружающей ее среды, так как от этой температуры зависит поправочный коэффициент Фукса. Уравнение (2.45) называют *уравнением Мейсона.*

Температура капли в стационарном состоянии (постоянная скорость конденсации или испарения и неизменная температура газовой фазы) определяется выражением

$$T_0 - T_\infty = \frac{DML}{R\lambda_ж}\left(\frac{p_\infty}{T_\infty} - \frac{p_0}{T_0}\right),$$

где $\lambda_ж$ — коэффициент теплопроводности жидкости. Интересно отметить, что температура капли совершенно не зависит от ее размера.

Из формулы Ленгмюра (даже с учетом поправок) следует, что в насыщенном паре ($S_п = 1$) ни испарения, ни конденсации не происходит ($\tau \to \infty$), т.е. случай $S_п = 1$ необходимо рассматривать отдельно.

Здесь поступают следующим образом. Из уравнения Кельвина следует

$$S_{\text{п}} = \frac{p}{p_\infty} = \exp\left(\frac{2M\sigma}{\rho RTr}\right).$$

Разложим экспоненту в ряд

$$\frac{p_0}{p_\infty} = 1 + \frac{2M\sigma}{\rho RTr} + \frac{1}{2}\left(\frac{2M\sigma}{\rho RTr}\right)^2 + \ldots$$

Когда $(p_0/p_\infty) \approx 1$, можно ограничиться двумя слагаемыми ряда. Тогда

$$\frac{p_0}{p_\infty} = 1 + \left(\frac{2M\sigma}{\rho RTr}\right) \quad \text{или} \quad p_0 - p_\infty = \frac{2M\sigma p_\infty}{\rho RTr}.$$

Если подставить это равенство в уравнение Максвелла, то получим

$$I = \frac{dq}{d\tau} \cong \frac{4\pi DMr}{RT}\frac{2M\sigma p_\infty}{\rho RTr} = \frac{8\pi D}{\rho}\left(\frac{M}{RT}\right)^2 \sigma p_\infty$$

или

$$r^2 dr = 2D\left(\frac{M}{\rho RT}\right)^2 \sigma p_\infty d\tau.$$

Интегрируя это выражение, находим

$$\frac{1}{3}(r^3 - r_0^3) = 2D\left(\frac{M}{\rho RT}\right)^2 \sigma p_\infty \tau,$$

откуда

$$\tau = \left(\frac{\rho RT}{M}\right)^2 \frac{d^3 - d_0^3}{48D\sigma p_\infty}.$$

Приведенные выше соотношения относятся к конденсации на поверхности неподвижной относительно воздуха частицы. С некоторым приближением они применимы и к свободно оседающим в воздухе мелким капелькам и частичкам. Крупные же частицы падают довольно быстро, и скорость конденсации на них заметно повышается. На основе теоретических соображений, подтвержденных измерениями скорости увеличения диаметра капель, обдуваемых воздушным потоком, скорость конденсации можно выразить формулой

$$\frac{dq}{d\tau} = \frac{4\pi DMr}{RT\varphi}(p_0 - p_\infty)[1 + 0{,}276\,\text{Pr}_{\text{д}}^{1/3}\,\text{Re}^{1/2}],$$

или

$$dq/d\tau = (dq/d\tau)_0 f,$$

где $f = 1+0{,}276\,\mathrm{Pr}_д^{1/3}\,\mathrm{Re}^{1/2}$ — "ветровой фактор"; $\mathrm{Pr}_д = \nu_r/\mathrm{D}$ — диффузионное число Прандтля; $\mathrm{Re} = \nu d/\nu_r$ — число Рейнольдса. Величина ветрового фактора для некоторых размеров частиц приведена ниже:

r, мкм	5	10	25	50
f	1,003	1,029	1,113	1,297

Если процессы конденсации или испарения протекают в движущейся газовой среде, то степень достоверности приведенных выше соотношений зависит от режима движения среды. При ламинарном течении газа применимо уравнение Максвелла, дополненное ветровым фактором. В турбулентном потоке определяющим параметром является соотношение размера частиц и масштаба турбулентных пульсаций. Частицы аэрозоля в турбулентном потоке увлекаются турбулентными пульсациями и описывают в газе сложные траектории. При этом частицы полностью не увлекаются пульсациями, вследствие чего возникает относительная скорость движения частицы и газа и к поверхности частицы дополнительно переносится пар с помощью конвективной диффузии. Таким образом, общий коэффициент диффузии имеет большее значение, чем в спокойной среде.

С уменьшением диаметра частицы быстрее и полнее увлекаются пульсациями турбулентного потока, вследствие чего уменьшается влияние пульсаций на общий коэффициент диффузии. Для частиц, радиус которых $r < 10^{-4}$см, это влияние незначительно, и его можно не учитывать.

В заключение данного раздела отметим следующее. В производственных процессах численная концентрация частиц аэрозоля колеблется в очень широких пределах. При этом во всех случаях численная концентрация изменяется во времени. В период образования зародышей и конденсации на ядрах она повышается вследствие образования новых и новых частиц и одновременно уменьшается в результате коагуляции, т.е. соединения нескольких частиц в одну более крупную. После того как процесс образования новых частиц прекращается, начинает непрерывно уменьшаться численная концентрация аэрозоля (вследствие коагуляции, осаждения частиц т.д.).

Таким образом, можно сделать вывод, что для каждой скорости образования зародышей существует строго определенная предельная численная концентрация частиц, образовавшихся при гомогенной конденсации. Эту предельную концентрацию можно установить, исходя из уравнений потока зародышей

$$I = dn/d\tau = K\exp(-A)$$

и коагуляции

$$dn/d\tau = -K_0 n^2,$$

где K_0 — константа коагуляции. Приравнивая абсолютные значения правых частей этих уравнений, находим

$$n_{max} = [K\exp(-A)/K_0]^{1/2} = (1/K_0)^{1/2}.$$

Именно это значение используют при проектировании системы газоочистки.

Глава 3.
ФИЗИЧЕСКИЕ И ФИЗИКО-МЕХАНИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА АЭРОЗОЛЕЙ

Диапазон свойств аэрозолей весьма обширен. В данной главе рассматриваются лишь те их них, которые потребуются для выяснения возможностей очистки газов от дисперсной фазы.

3.1. СОПРОТИВЛЕНИЕ СРЕДЫ ДВИЖЕНИЮ ЧАСТИЦ

Пылеулавливание заключается в осаждении частиц, взвешенных в газе, под действием различных внешних сил и механизмов: сил тяжести, инерции, центробежных сил и т.д. Под действием внешних сил частицы могут осаждаться в неограниченном пространстве и на различных препятствиях, называемых поверхностью осаждения.

Для выявления условий осаждения частиц, прежде всего, необходимо знать величину силы сопротивления среды. Характер действия закона сопротивления зависит от размеров частиц аэрозоля, их формы, скорости движения относительно газовой среды, а также от физических свойств среды.

Общее выражение, определяющее величину силы сопротивления, имеет вид [13, 14]:

$$\vec{F}_c = C_D(\mathrm{Re})\rho_г \frac{w^2}{2} S_ч = \frac{1}{2} C_D(\mathrm{Re})\rho_г |\vec{v}_ч - \vec{v}_г|(\vec{v}_ч - \vec{v}_г)S_ч, \qquad (3.1)$$

где C_D — коэффициент сопротивления среды; $v_ч$ и $v_г$ — скорости частицы и газовой среды соответственно; w — относительная скорость частицы; $\rho_г$ — плотность среды; $S_ч$ — площадь проекции частицы на плоскость, перпендикулярную направлению относительной скорости; Re — число Рейнольдса частицы, вычисляемое по выражению

$$\mathrm{Re} = \rho_г w d / \mu_г = \rho_г |\vec{v}_ч - \vec{v}_г| d / \mu_г,$$

$\mu_г$ — коэффициент динамической вязкости газовой среды; d — диаметр частицы.

Для сферической частицы $S_ч = \pi d^2/4$, а $C_D = f(\mathrm{Re})$, причем вид функции показан на рис. 3.1. В некотором интервале чисел Рейнольдса C_D можно определить аналитически, в других случаях C_D оценивается эмпирически. Для ламинарного потока (Re < 1)имеем

$$C_D = 24/\mathrm{Re}. \qquad (3.2)$$

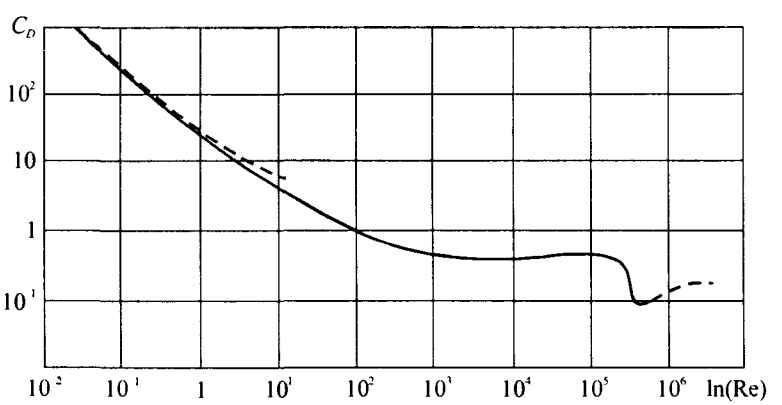


Рис. 3.1. Коэффициент сопротивления среды как функция числа Рейнольдса для сфер

В случае промежуточного режима ($1 \le \mathrm{Re} \le 1000$) существует множество эмпирических формул для C_D, например: при $2 < \mathrm{Re} < 800$

$$C_D = (24/\mathrm{Re})(1 + 0{,}15\ \mathrm{Re}^{0{,}687}); \tag{3.3}$$

или

$$C_D = 14/\mathrm{Re}^{0{,}5}; \tag{3.4}$$

при $2 < \mathrm{Re} < 500$

$$C_D = 18{,}5/\mathrm{Re}^{0{,}6}; \tag{3.5}$$

при $3 < \mathrm{Re} < 400$

$$C_D = 24/\mathrm{Re} + 4/\mathrm{Re}^{0{,}33}; \tag{3.6}$$

при $\mathrm{Re} < 2$

$$C_D = (24/\mathrm{Re})(1 + 0{,}1875\ \mathrm{Re}). \tag{3.7}$$

В более широком диапазоне (интервале) значений Re (от 0 до 10^4) для расчета C_D можно воспользоваться эмпирической формулой

$$\lg C_D = 0{,}113\,(\lg \mathrm{Re})^2 - 0{,}911 \cdot \lg \mathrm{Re} + 1{,}4. \tag{3.8}$$

Относительная погрешность при расчетах по этой формуле, как утверждается в литературе, не превышает 5 %.

В области малой турбулентности потока (или движения частицы) ($1000 < \mathrm{Re} < 2 \cdot 10^5$)

$$C_D = 0{,}44, \tag{3.9}$$

а в области высокой турбулентности ($\mathrm{Re} > 2 \cdot 10^5$)

$$C_D = 0{,}10. \tag{3.10}$$

Все эти соотношения справедливы в тех случаях, когда радиус частицы существенно превышает длину свободного пробега молекул газа. Очевидно, что здесь можно пренебрегать молекулярной структурой дисперсной среды и считать ее сплошной. При ламинарном режиме ($\mathrm{Re} < 1$) тогда получим, что сила сопротивления подчиняется закону Стокса:

$$\vec{F}_\mathrm{c} = 6\pi\mu_\mathrm{г} r_\mathrm{ч} \vec{w} = 3\pi\mu_\mathrm{г} d(\vec{v}_\mathrm{ч} - \vec{v}_\mathrm{г}), \tag{3.11}$$

т.е. пропорциональна размеру частицы и ее скорости в первой степени. В турбулентном режима эта степень равна двум, а в переходном — может быть, в принципе, любой.

Если размер частицы сравним с длиной свободного пробега молекул газа ($0{,}2 < d < 2$ мкм), то газовую среду уже нельзя рассматривать как сплошную; она "скользит" по поверхности частицы. В этом случае в уравнение Стокса (3.11) вводится поправка Каннингема или коэффициент сопротивления Милликена:

$$F_\mathrm{c} = 3\pi\mu_\mathrm{г} d v_\mathrm{ч} / C_\mathrm{K}, \tag{3.12}$$

где C_K рассчитывается по формуле

$$C_К = 1 + \frac{2l_i}{d}\left[1{,}257 + 0{,}4\exp\left(-\frac{1{,}1d}{2l_i}\right)\right]. \qquad (3.13)$$

Поправка Каннингема всегда равна единице или больше единицы. Когда $d > 2l_i$, $C_К$ можно аппроксимировать выражением

$$C_К = 1 + 2{,}514(l_i/d). \qquad (3.14)$$

Когда $d < 2l_i$, поправка $C_К$ становится приблизительно равной

$$C_К = 1 + 3{,}314(l_i/d). \qquad (3.15)$$

Длина свободного пробега молекулы l_i, входящая в вышеприведенные соотношения, определяется по формуле (2.43).

Поправку Каннингема к закону Стокса всегда следует использовать, когда диаметр частицы меньше 1 мкм. Ниже приведены значения $C_К$ для различных диаметров частиц.

d, мкм	10,0	1,0	0,1	0,001	0,0001
$C_К$	1,018	1,176	3,015	23,775	252,54

Для других значений диаметров частиц $C_К$ можно вычислить по формуле (3.13) или найти по графику, представленному на рис. 3.2 и показывающему зависимость $C_К$ от диаметра частиц для воздуха при нормальных температуре и давлении.

В тех случаях, когда размер частиц меньше длины свободного пробега молекул, необходимо учитывать молекулярное строение среды и при определении силы сопротивления среды пользоваться молекулярно-кинетической теорией газов. В этом случае сила сопротивления определяется по формуле (усредненно)

$$F_с = \frac{6\pi\mu_г r_ч^2 w}{1{,}132 l_i} = 4{,}1618\mu_г d^2 w / l_i. \qquad (3.16)$$

Для случая турбулентного режима движения (Re > 5000) выражение (3.16) принимает вид

$$F_с = 0{,}173\rho_г d_ч^2 w. \qquad (3.16а)$$

Для нешаровидных частиц качественно закономерность будет та же, но коэффициенты в формулах изменятся. Для того чтобы перейти от действительной формы частиц к шарообразной, вводится понятие динамический коэффициент формы χ, который определяется из выражения

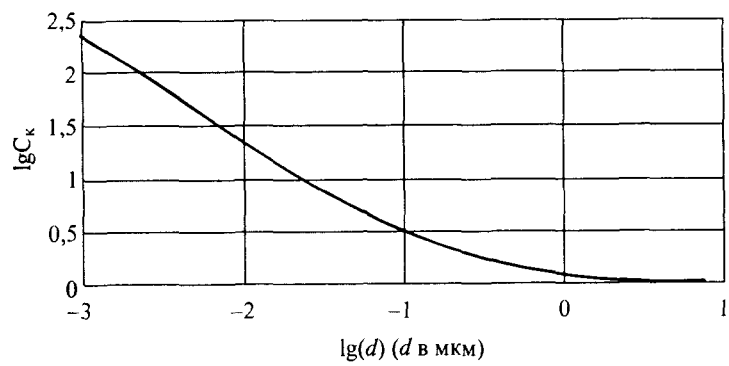


Рис. 3.2. График зависимости поправки Каннингема от d при нормальных условиях

$$\chi = \pi d_{\text{чэ}}^2 / S_{\text{ч}}, \qquad (3.17)$$

где $d_{\text{чэ}}$ — эквивалентный диаметр, равный диаметру шара, объем которого равен объему данной частицы; $S_{\text{ч}}$ — поверхность частицы (см. ниже).

Типичные значения χ в зависимости от формы частицы

Шаровая	1,0
Округленная с неровной поверхностью	2,4
Продолговатая	3,0
Пластинчатая	5,0
Усредненная (для смешанных тел)	2,9

Коэффициент χ однозначно связан с коэффициентом сферичности ψ, который мы уже рассматривали ранее. Эта связь имеет вид

$$\frac{1}{\chi} = 0{,}843 \cdot \lg \frac{\psi}{0{,}065}.$$

При определении скорости осаждения частиц в расчетных формулах C_D заменяется на $C_{D\text{ч}}$, а вместо $d_{\text{ч}}$ используется $d_{\text{чэ}}$.

3.2. МОЛЕКУЛЯРНО-КИНЕТИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА АЭРОДИСПЕРСНЫХ СИСТЕМ

Ранее отмечалось, что дисперсная фаза аэрозолей, как правило, не подчиняется законам механики двухфазных систем. Причина здесь весьма проста: размеры частиц аэрозоля соизмеримы с длиной свободного пробега газовых молекул, поэтому поведение их (частиц) определяется молекулярно-кинетическими закономерностями. Иными словами, координаты и скорости движения частиц имеют вероятностный характер.

Это положение, однако, не следует понимать так, что частицу аэрозоля можно уподобить молекуле газа (или жидкости). Частица подвергается динамическому воздействию большого количества молекул, поскольку ее размеры во много раз превышают размеры одной газовой молекулы. Вследствие несимметричности ударов молекул с разных сторон, частица приобретает поступательное и вращательное движения, причем эти движения имеют нерегулярный, случайный характер. Траектория такой частицы представляет собой интересный пример непрерывной кривой, не имеющей касательной (недифференцируемая функция).

В силу нерегулярности движения экспериментально можно оценить лишь среднее смещение частицы в том или ином направлении. Очевидно, и теория явления должна оперировать этой величиной. Ограничимся рассмотрением смещения в одном направлении.

Пусть в точке x в момент $\tau = 0$ в интервале $(x, x + dx)$ имеется $n(x, 0)$ частиц в 1 см^3. Рассмотрим элемент объема такой же величины dx в точке x' через определенное время τ_* (рис. 3.3). Находящиеся в нем частицы либо уже были здесь в момент $\tau = 0$, либо вошли в него из соседних элементов объема за истекшее время. Вероятность того, что частица пришла из соседнего элемента, является, очевидно, функцией расстояния $x' - x$ и времени τ_* между двумя наблюдениями. Поэтому обозначим ее $f_{\tau_*}(x' - x)$. Функция f_{τ_*} охватывает также случай, когда частицы находились и ранее в элементе x'; для этого надо положить $x' - x = 0$.

При любом подходе к объяснению существования частиц в объеме dx в точках x' они наверняка пришли из какого-то элемента. Поэтому их счетная концентрация (плотность) в точке x' в момент τ_* будет равна

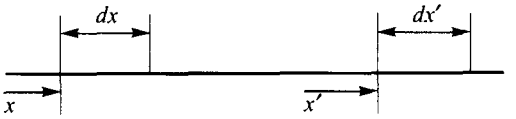


Рис. 3.3. К выводу уравнения диффузии частиц

$$n(x',\tau_*) = \int_{-\infty}^{\infty} n(x,0) f_{\tau_*}(x'-x)dx. \tag{3.18}$$

"Сдвинем" переменную интегрирования, введя новую переменную $X = x' - x$. Так как $dx = -dX$, получаем

$$n(x',\tau_*) = -\int_{\infty}^{-\infty} n(x'-X,0) f_{\tau_*}(X)dX. \tag{3.19}$$

Поскольку положительные и отрицательные сдвиги равновероятны, то функция, очевидно, должна обладать свойством симметрии:

$$f_{\tau_*}(X) = f_{\tau_*}(-X)$$

и

$$n(x',\tau_*) = \int_{-\infty}^{\infty} n(x'-X,0) f_{\tau_*}(X)dX. \tag{3.19а}$$

Разложим левую часть уравнения (3.19а) в ряд Тейлора по степеням τ, а правую часть по степеням X:

$$n(x',0) + \tau_* \frac{\partial n}{\partial \tau} + \ldots = \int_{-\infty}^{\infty} \left[n(x',0) - X\frac{\partial n}{\partial x} + \frac{X^2}{2}\frac{\partial^2 n}{\partial x^2} + \ldots \right] f_{\tau_*}(X)dX. \tag{3.20}$$

В момент времени $\tau = 0$ функции $n(x', 0)$, $\partial n/\partial x$ и $\partial^2 n/\partial x^2$ имеют определенное значение и не зависят от X. Поэтому их можно вынести за знак интеграла и переписать уравнение (3.20) в виде

$$n(x',0) + \tau_* \frac{\partial n}{\partial \tau} + \ldots = n(x',0)\int_{-\infty}^{\infty} f_{\tau_*}(X)dX - \frac{\partial n}{\partial x}\int_{-\infty}^{\infty} X f_{\tau_*}(X)dX + \frac{1}{2}\frac{\partial^2 n}{\partial x^2}\int_{-\infty}^{\infty} X^2 f_{\tau_*}(X)dX - \ldots$$

Ввиду симметрии функции $f_{\tau_*}(X)$ интеграл при множителе $\partial n/\partial x$ равен нулю, а так как каждая вошедшая в элемент частица пришла из какого-то другого элемента, то $\int_{-\infty}^{\infty} f_{\tau_*}(X)dX \equiv 1$. Тогда, обозначив

$$\int_{-\infty}^{\infty} X^2 f_{\tau_*}(X)dX = \overline{X^2}$$

и разделив все уравнение на τ_*, окончательно получим

$$\frac{\partial n}{\partial \tau} = \frac{\overline{X^2}}{2\tau_*}\frac{\partial^2 n}{\partial x^2}, \tag{3.21}$$

Уравнение (3.21) есть не что иное, как феноменологическое уравнение диффузии, аналогичное уравнению теплопроводности. Оно показывает, что если имеется изменяющаяся с координатой концентрация, то возникает поток частиц в направлении уменьшения концентрации. Положим плотность этого потока пропорциональной градиенту концентрации, т.е. равной $-D$ grad n (закон Фика) или в одномерном случае $-D(\partial n/\partial x)$. Изменение числа частиц, находящихся в элементе объема $dxdydz$, происходит за счет притока их с одной стороны элемента и за счет оттока в другую сторону. В точке x за секунду входит поток $[-D(\partial n/\partial x)]_x\, dydz$, а в точке $x + dx$ выходит поток $[-D(\partial n/\partial x)]_{x+dx}\, dydz$. Разность между числом входящих и выходящих в секунду частиц определяет скорость изменения частиц в элементе объема:

$$(\partial n/\partial \tau)dxdydz = [-D(\partial n/\partial x)]_x\, dydz - [-D(\partial n/\partial x)]_{x+dx}\, dydz =$$

$$= -D(\partial n/\partial x)_x dydz + D\{(\partial n/\partial x)_x + \partial[(\partial n/\partial x)_x]/\partial x \cdot dx\}dydz,$$

или

$$\partial n/\partial \tau = D(\partial^2 n/\partial x^2).$$

Таким образом, величина $\overline{X^2}/(2\tau_*)$ является коэффициентом диффузии частиц:

$$D = \overline{X^2}/(2\tau_*). \tag{3.22}$$

Выражение (3.22) часто называют первым соотношением Эйнштейна.

Если частицы находятся в силовом поле, характеризующимся силой F (например, в поле силы тяжести), то устанавливается равновесное распределение Больцмана

$$n = n_0 \exp(-\Phi/kT). \tag{3.23}$$

Здесь Ф — свободная энергия, в данном случае потенциальная энергия частиц. Если сила F постоянна, то потенциальная энергия равна Fx.

Установление равновесия можно представить себе так. С одной стороны, частицы движутся под действием силы F; с другой стороны, диффузионный поток обеспечивает выполнение распределения (3.23). Скорость частиц $v_ч$ при равновесии между действующей силой F и сопротивлением среды определяется из выражения

$$F = F_c,$$

или при условии справедливости закона Стокса

$$v_ч = F/(3\pi\mu_г d).$$

Следовательно, плотность потока частиц составит

$$J = n \cdot v_{ч} = n \cdot F/(3\pi\mu_{г} d).$$

Но навстречу ему идет диффузионный поток такой же мощности, который поддерживает постоянство распределения концентраций, и его плотность равна $-D(\partial n/\partial x)$. Приравнивая обе плотности потока, получим

$$-D(\partial n/\partial x) = n \cdot F/(3\pi\mu_{г} d). \tag{3.24}$$

Из формулы (3.23) для равновесного распределения при $\Phi = F \cdot x$, произведя логарифмирование, находим $\ln n = \ln n_0 - Fx/(kT)$, или после дифференцирования по x

$$\frac{\partial}{\partial x} \ln n = \frac{1}{n} \frac{\partial n}{\partial x} = -\frac{F}{kT},$$

откуда

$$\frac{\partial n}{\partial x} = -\frac{nF}{kT}.$$

Подставляя это выражение в равенство (3.24), получаем следующее важное соотношение:

$$\frac{D}{kT} = \frac{1}{3\pi\mu_{г} d},$$

или

$$D = \frac{kT}{3\pi\mu_{г} d}. \tag{3.25}$$

Соотношение (3.25) называют *уравнением Эйнштейна*. Величина $(3\pi\mu_{г} d)^{-1}$, представляющая собой изменение скорости частицы, приходящееся на единицу силы, называется подвижностью частицы и обозначается B. Следовательно, выражение (3.25) можно переписать в виде

$$D = kTB. \tag{3.25а}$$

Воспользовавшись теперь соотношением (3.22), находим общее выражение для среднего квадрата смещения

$$\overline{X^2} = \frac{2kT\tau_*}{3\pi\mu_{г} d}. \tag{3.26}$$

Формула (3.26) позволяет по измеренным значениям среднего квадрата смещения определить размер частиц аэрозоля:

$$d = \frac{2kT\tau_*}{3\pi\mu_{г} \overline{X^2}}. \tag{3.27}$$

При этом возникает весьма важный вопрос об интервалах времени между наблюдениями τ. Легко показать, что средний квадрат смещения пропорционален времени наблюдения, т.е. отношение $\overline{X^2}/\tau_*$ есть величина постоянная.

В самом деле, если наблюдать смещения через одинаковые, не слишком короткие промежутки времени τ, то вследствие нерегулярности ударов можно считать отдельные смещения не зависящими друг от друга. При слишком малых интервалах времени между наблюдениями скорость частицы, полученная в предыдущий момент, может не успеть измениться, так что она повлияет на результат следующего наблюдения. Практически, однако, невозможно достичь столь частой последовательности наблюдений.

Пусть в результате серии p наблюдений получено смещение

$$X^{(p)} = X_1 + X_2 + \ldots + X_p,$$

квадрат которого равен

$$[X^{(p)}]^2 = (X_1 + X_2 + \ldots + X_p)^2 = \sum_{i=1}^{p} X_i^2 + 2\sum_{i=1}^{p}\sum_{j=1}^{i-1} X_i X_j.$$

Усредняя эту величину для каждого наблюдения по смещениям, наблюдавшимся для большого числа частиц, найдем, что удвоенные произведения в сумме дадут нуль вследствие одинаковой частоты появления положительных и отрицательных смещений. С другой стороны, по определению среднего

$$\sum_{i=1}^{p} X_i^2 = p\overline{X^2}.$$

Поэтому средний квадрат смещения, который будет наблюдаться через время $p\tau_*$ в p раз больше значения X^2, найденного для времени τ_*. Иными словами, величина X^2 пропорциональна времени наблюдения, и, следовательно, τ_* можно выбирать лишь исходя из требований точности, с которой можно измерить X^2.

Как уже указывалось выше, под влиянием ударов, сообщаемых частице молекулами среды, она начинает вращаться. Это вращательное движение подчиняется уравнению $\theta^2 = 2kTB_\theta\tau_*$. По Н. А. Фуксу

$$B_\theta = 1/(\pi\mu_r d^3) \quad \text{и} \quad \overline{\theta^2} = \frac{2kT\tau_*}{\pi\mu_r d^3}. \tag{3.28}$$

Для частиц неправильной формы по уравнению (3.28) можно определить диаметр частицы по экспериментальному значению угла поворота θ.

3.3. ЭЛЕКТРИЗАЦИЯ АЭРОЗОЛЕЙ

Во многих случаях взвешенные в газах частицы в зависимости от происхождения и химического состава несут на себе положительный или отрицательный электрический заряд.

Пыли заряжаются в процессе дробления или распыления материала, при трении или контакте с поверхностью оборудования и коммуникаций, движении через раскаленную среду (зарядка ионами и в результате термоионной или фотоэлектрической эмиссии электронов).

Дымы заряжаются при движении через раскаленные среды в результате ионизации в пламени, термоэлектронной и фотоэлектрической эмиссии электронов.

Туманы заряжаются в результате распыления, при барботировании газов через жидкости.

Кроме того, взвешенные частицы могут заряжаться в результате химических реакций, под действием рентгеновского излучения, электрической индукции.

Этот естественный электрический заряд взвешенных частиц называется трибозарядом.

Отдельная аэрозольная частица может иметь один или несколько элементарных электрических зарядов ($e = 4{,}8 \cdot 10^{-10}$ абсолютных электростатических единиц = $1{,}6 \cdot 10^{-19}$ Кл). Электрическое состояние аэрозольной системы обычно характеризуется распределением зарядов на частицах: кривая распределения показывает, какой процент частиц имеет один, два и т.д. положительных или отрицательных зарядов. Если эта кривая симметрична относительно зарядов обоих знаков, т.е. число частиц, несущих определенный положительный заряд, равно числу частиц, несущих такой же отрицательный заряд, то суммарный заряд аэрозольного облака будет равен нулю. Однако кроме таких электрически нейтральных в целом систем, существуют аэрозоли, в которых преобладает заряд определенного знака, а также униполярные аэрозоли, в которых все частицы без исключения имеют заряд одного знака. Такие аэрозоли обычно характеризуются электрической плотностью, т.е. числом зарядов (в электростатических единицах) в единице объема.

Знак заряда отдельной частицы зависит не только от ее химического состава, но и от свойств вещества, с которым частица соприкасается. Так, например, порошкообразные сера и сурик при раздельном просеивании заряжаются отрицательно, в то время как при совместном просеивании сера приобретает отрицательный заряд, а сурик — положительный.

Довольно типичное явление — зарядка частиц (или пара) при их разбрызгивании из сопел. При этом металлические частицы обычно заряжаются отрицательно, а неметаллические — положительно. Пары, выбрасываемые из металлического сопла, чаще всего заряжаются положительно.

Интересное явление наблюдается при разбрызгивании водяных капель: мельчайшие капельки (туман) заряжаются отрицательно, а крупные капли — положительно. Это явление, по-видимому, объясняется тем, что мельчайшие брызги образуются путем срыва их с поверхности больших капель, несущих электрические диполи, направленные своими отрицательными полюсами к поверхности.

Основным и наиболее важным процессом, при котором частицы аэрозоля во взвешенном состоянии могут приобрести заряд, является захват газовых ионов. Происхождение этих ионов может быть различным, но чаше всего их источником бывают спонтанные (коронные) электрические разряды. Кроме того, ионы могут возникать в воздухе под воздействием различных типов ионизирующих излучений.

Прежде всего рассмотрим зарядку аэрозолей путем захвата ионов, возникающих при электрических разрядах. Такой способ зарядки очень часто применяется для осаждения частиц в электрическом поле, например в электростатических осадителях и анализаторах дисперсности. В этих приборах частицы сначала заряжаются путем захвата ионов воздуха, а затем уже заряженные частицы осаждаются на специальную подложку.

Электростатический осадитель обычно имеет отрицательный электрод в виде набора тонких проволочек или иголок и положительный электрод в виде металлической пластины (обычно заземляется). Разность потенциалов между электродами составляет несколько десятков тысяч вольт. Вблизи отрицательного электрода устанавливается высокий градиент напряженности электрического поля, и наступает коронный разряд. В этой (активной) области электроны приобретают настолько большую энергию, что способны сами производить вторичную ионизацию молекул газа и, таким образом, непрерывно поддерживать заряд.

В активной области концентрация электронов и положительных ионов чрезвычайно высока, причем электроны движутся по направлению к плоскому положительному электроду (осадительному электроду), а положительные ионы притягиваются к отрицательному (коронирующему) электроду (иголкам). Но если положительные ионы достаточно быстро достигают отрицательного электрода, то электроны, покидая активную область, попадают в область низкой напряженности поля, где скорость их движения уменьшается.

Электроны захватываются молекулами кислорода и образуют таким образом тяжелые отрицательные ионы, обладающие значительно меньшей подвижностью. В результата этого пространство между активной областью и положительным электродом заполняется объемным отрицательным зарядом с очень высокой плотностью ионов. Частицы аэрозоля, проходя через этот объемный заряд, сталкиваются с ионами кислорода, захватывают их и приобретают отрицательный заряд. Безусловно, определенная часть частиц может в активной области зарядиться положительно, однако теоретические оценки и экспериментальные данные показывают, что вероятность такого процесса весьма мала. Иными словами, подавляющее большинство частиц заряжается отрицательно и, следовательно, осаждается на плоском положительном электроде.

Прежде чем анализировать закономерности накопления заряда частицей в электрическом поле, перечислим типы сил, определяющих взаимодействие между частицами, а также между частицами и электрическим полем.

Основной является сила притяжения и отталкивания (кулоновская сила), возникающая между двумя заряженными частицами, находящимися на некотором расстоянии $R_г$ друг от друга:

$$F_{кл} = \frac{q_1 q_2}{4\pi\varepsilon_0 \varepsilon R_г^2}, \tag{3.29}$$

где q_1, q_2 — заряды частиц, Кл; ε_0 — диэлектрическая проницаемость вакуума [$\varepsilon_0 = 0{,}885 \cdot 10^{-11}$ Кл^2·(Н·м^2)]; ε — относительная диэлектрическая проницаемость среды (1 — для газа, 4 — для кварца и серы, 5 — для гипса, 12÷18 — для оксидов металлов, ∞ — для чистых металлов). Поскольку для газов $\varepsilon = 1$, то часто в формулах типа (3.29) этот множитель в знаменателе отсутствует.

Обычно вместо силы $F_{кл}$ используют понятия напряженности электрического поля E и электрического смещения или индукции D.

Напряженность E в любой точке электрического поля характеризует силу, с которой это поле действует на положительный единичный заряд, помещенный в рассматриваемую точку. Если на пробный заряд q_1 электрическое поле действует с силой $F_{кл}$, то, согласно определению, напряженность этого поля равна

$$E = F_{кл}/q_1 = q_2/(4\pi\varepsilon_0 R_г^2). \tag{3.30}$$

Напряженность электрического поля можно выразить также и через разность потенциалов. Если, например, между параллельными пластинами, расположенными на расстоянии h друг от друга, имеется разность потенциалов U, то $E = U/h$. В этом случае электрическое поле действует на частицу с силой

$$F_ε = qE = n_e eE. \tag{3.31}$$

Здесь n_e — число элементарных зарядов частицы.

Электрическое смещение D рассматривается как упругое смещение положительных и отрицательных зарядов в пределах молекулы среды. Оно определяется по формуле

$$D = \varepsilon_0 \varepsilon E. \tag{3.32}$$

Смещение и напряженность — векторные величины, направления действия которых совпадают.

Движущаяся относительно нейтральной частицы заряженная частица индуцирует на первой заряд противоположного знака. Сила взаимодействия (индукции) между заряженной частицей и индуцированным зарядом на незаряженной имеет ту же физическую природу, что и кулоновская сила, и описывается выражением

$$F_{и} = -\left(\frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon + 2}\right)\frac{d^3 q_1^2}{16\pi\varepsilon_0 R_г^5}. \qquad (3.33)$$

Эта сила, как легко видеть, соизмерима с кулоновской лишь при малых $R_г$. С ростом $R_г$ $F_и$ быстро затухает.

И, наконец, отметим силу взаимодействия между заряженной частицей и другими частицами, заряженными униполярно:

$$F_{вз} = -q_1^2 d^3 n/(24\varepsilon_0 R_г^2), \qquad (3.34)$$

где n — концентрация частиц диаметром d в единице объема.

3.3.1. ЗАРЯДКА ЧАСТИЦ В ЭЛЕКТРИЧЕСКОМ ПОЛЕ

Для того, чтобы оценить, какой величины заряд может приобрести частица таким путем, рассмотрим упрощенный случай, когда ионы движутся в электрическом поле по силовым линиям, а их диффузией и диффузией частиц можно пренебречь. Предположим далее, что можно пренебречь и силой притяжения между частицей и приближающимся к ней ионом, обусловленной электростатической индукцией. Пусть ион движется в электрическом поле напряженностью E_0 и полностью теряет свой заряд при столкновении с незаряженной частицей. Если частица уже имеет определенный электрический заряд, то она будет увеличивать его до тех пор, пока сила отталкивания между частицей и приближающимся ионом не будет больше силы внешнего электростатического поля. Как только эти силы станут равными, частица уже не сможет захватывать ионы, и ее заряд достигнет максимальной величины, характерной для данной напряженности поля E_0. Для частиц радиусом больше 1 мкм (для которых примерно выполняются принятые предположения) этот заряд можно оценить следующим образом.

Предположим, что незаряженные проводящие сферические частицы внезапно попадают в однородное электрическое поле (невозмущенное поле). Поле около частицы искажается, как показано на рис. 3.4. Штриховые линии на этом рисунке показывают границы поля, перекрываемые частицей. Предполагается, что сталкиваться с частицей и заряжать ее будут все ионы, движущиеся внутри границ. По мере накопления частицей заряда искажение электрического поля будет усиливаться, что находит свое графическое выражение в уменьшении эффективного сечения частицы, доступной ионам (сечения захвата, рис. 3.5).

Ионный поток i к частице в любой момент времени зависит от числа ионов, которые могут достигнуть частицы, и от ее поверхности, способной принять эти ионы. Символически это записывается так:

$$i = \frac{dq}{d\tau} = \frac{d(en_e)}{d\tau} = jF(n_e), \qquad (3.35)$$

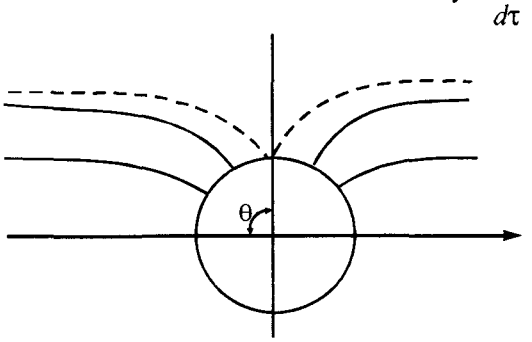


Рис. 3.4. Частица в невозмущенном поле

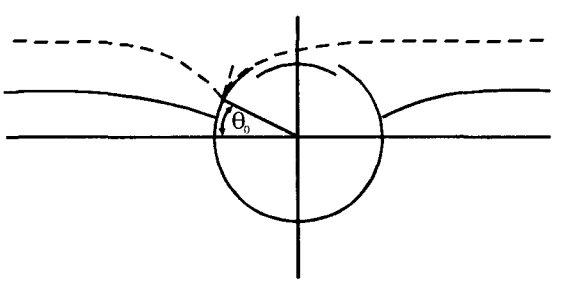


Рис. 3.5. Линии напряженности при предельном заряде частицы

где j — плотность ионного тока в невозмущенном поле; $F(n_e)$ — площадь сечения невозмущенного ионного потока, достигающего частицы, когда на ней содержится n_e ионов. Величина $F(n_e)$ вычисляется из общего электрического потока, достигающего частицы при наличии на ней n_e ионов, т.е.

$$F(n_e) = \psi(n_e)/E_0, \tag{3.36}$$

где $\psi(n_e)$ — электрический поток (поток вектора напряженности), входящий в частицу. Он равен произведению напряженности поля на поверхности частицы на площадь поверхности, перпендикулярной линиям напряженности, т.е.

$$\psi(n_e) = \int_F E dF.$$

Напряженность электрического поля E складывается из двух составляющих. Электрическое поле E_1 в любой точке поверхности сферы, помещенной в первоначально однородное электрическое поле, можно представить в виде

$$E_1 = \delta E_0 \cos\theta. \tag{3.37}$$

Здесь $\delta = 1 + 2\dfrac{\varepsilon - 1}{\varepsilon - 2} = \dfrac{3\varepsilon}{\varepsilon + 2}$ — показатель диэлектрических свойств частицы; ε — относительная диэлектрическая проницаемость частицы.

Накапливающиеся на сфере заряды порождают в газовой среде отталкивающее поле, препятствующее приходу новых ионов того же знака. По закону Кулона $E_{кл} = E_2 = F_{кл}/q_1 = q_2/(4\pi\varepsilon_0 R_г^2)$ или при $q_2 = n_e \cdot e$ и $R_г = d/2$

$$E_2 = -n_e \cdot e /(\pi\varepsilon_0 d^2). \tag{3.38}$$

В результате суммарное электрическое поле равно

$$E = E_1 + E_2 = \delta E_0 \cos\theta - \frac{n_e e}{\pi\varepsilon_0 d^2} \tag{3.39}$$

и, следовательно,

$$\psi(n_e) = 2\int_0^{\theta_0}\left(\delta E_0 \cos\theta - \frac{n_e e}{\pi\varepsilon_0 d^2}\right)\frac{\pi d^2}{4}\sin\theta d\theta. \tag{3.40}$$

Предельный угол θ_0 (верхний предел интегрирования) определяется из условия исчезновения электрического поля на поверхности частицы. Приравнивая левую часть (3.39) нулю, находим

$$\cos\theta_0 = \frac{n_e e}{\pi\varepsilon_0 \delta E_0 d^2}. \tag{3.41}$$

Используя (3.41), приведем уравнение (3.40) к виду

$$\psi(n_e) = 2\frac{\pi d^2}{4}\delta E_0 \int_0^{\theta_0}(\cos\theta - \cos\theta_0)\sin\theta d\theta.$$

или после вычисления интеграла

$$\psi(n_e) = \frac{\pi d^2}{4}\delta E_0(1-\cos\theta_0)^2 = \frac{\pi d^2}{4}\delta E_0\left(1-\frac{n_e e}{\pi\varepsilon_0\delta E_0 d^2}\right)^2. \qquad (3.42)$$

Насыщение частицы зарядом произойдет, когда $\psi(n_e)$ станет равным нулю. Отсюда для предельного заряда находим

$$q_{\max} = (n_e e)_{\max} = \pi\varepsilon_0\delta E_0 d^2 = \pi\varepsilon_0\left(1+2\frac{\varepsilon-1}{\varepsilon+2}\right)E_0 d^2 \qquad (3.43)$$

или

$$n_{\max} = (\pi/e)\varepsilon_0\delta E_0 d^2. \qquad (3.43а)$$

Формула (3.43) называется *формулой Потенье*. Уравнение (3.42) можно переписать в виде

$$\psi(n_e) = \frac{e}{4\varepsilon_0}n_{\max}\left(1-\frac{n_e}{n_{\max}}\right)^2. \qquad (3.42а)$$

Если напряженность поля достаточно велика, то частицы начнут терять заряд путем спонтанной эмиссии ионов или электронов. Для эмиссии электронов требуется поверхностная напряженность порядка 10^7 Вт/см, а для ионной эмиссии — примерно в 20 раз выше. Заряд, приобретенный частицей в таких полях, представляет собой абсолютный предельный заряд частицы.

В формуле (3.35) плотность ионного тока в невозмущенном поле j — это второй параметр, который надо оценить. Он равен произведению заряда в единице объема на скорость дрейфа ионов. Заряд в единице объема равен $N_0 e$, где N_0 — средняя концентрация ионов. Если энергия ионов, приобретенная в электрическом поле, велика по сравнению с их тепловой энергией, то скорость дрейфа ионов вдоль силовых линий электрического поля пропорциональна его напряженности:

$$v_д = B_и E_0. \qquad (3.44)$$

Здесь $B_и$ — подвижность ионов. Характерная величина подвижности воздушных ионов составляет 1,4 (см/с)/(В/см) = $1{,}4\cdot10^{-4}$ м^2/В·с). Подвижность ионов в других газах и парах приведена в табл. 3.1.

Таким образом, плотность ионного тока равна

$$j = N_0 e\, v_д = N_0 e\, B_и E_0.$$

Тогда из (3.35) и (3.42а) получаем

$$\frac{dq}{d\tau} = \frac{d(n_e e)}{d\tau} = N_0 e B_и \frac{e}{4\varepsilon_0}n_{\max}\left(1-\frac{n_e}{n_{\max}}\right)^2$$

или

Таблица 3.1

Подвижность ионов в газах и парах

Газы и пары	Подвижность ионов $B_и \cdot 10^4$ м^2/(В·с)	
	отрицательных	положительных
Азот	1,98	1,28
Аммиак	0,66	0,57
Водяной пар при 100 °С	0,57	0,62
Воздух сухой	2,1	1,32
Воздух, насыщенный водяными парами при 25 °С	1,58	—
Диоксид углерода (CO_2)	0,96	—
CO_2, насыщенный парами при 25 °С	0,82	—
Хлористый водород	0,62	0,58
Кислород	1,84	1,32
Оксид углерода (CO)	1,15	1,11
Сернистый ангидрид (SO_3)	0,41	0,41
Сероводород	0,71	0,71
Хлор	0,74	0,74

Таблица 3.2

Время зарядки частиц диаметром более 1 мкм в воздухе

$B_и$, м^2/(В·с)	N_0, ион/см^3	τ (с) в зависимости от qτ, (% от q_{max})		
		75	90	99
$1 \cdot 10^{-4}$	10^{13}	0,7	2,0	20,0
$2 \cdot 10^{-4}$	10^{14}	0,03	0,1	1,0
$3 \cdot 10^{-4}$	10^{15}	0,0015	0,005	0,5

$$\frac{d(n_e / n_{max})}{d\tau} = \frac{N_0 e B_и}{4\varepsilon_0}\left(1 - \frac{n_e}{n_{max}}\right)^2. \qquad (3.45)$$

Интегрирование (3.45) с начальным условием $n = 0$ при $\tau = 0$ дает

$$\frac{n_e}{n_{max}} = \frac{\frac{N_0 e B_и}{4\varepsilon_0}\tau}{1 + \frac{N_0 e B_и}{4\varepsilon_0}\tau}. \qquad (3.46)$$

Комплекс $N_0 eB_и/(4\varepsilon_0)$ имеет размерность обратного времени, поэтому можно ввести новый временной фактор $\tau_0 = 4\varepsilon_0/(N_0 eB_и)$. Тогда

$$n_e/n_{max} = \tau/(\tau + \tau_0). \qquad (3.46а)$$

Это *формула Потенье – Мор – Ано*. При $\tau = \tau_0$ $n_e = n_{max}/2$; отсюда становится ясным физический смысл временного фактора.

Время зарядки частиц в воздухе при различной подвижности и концентрации ионов в межэлектродном пространстве приведено в табл. 3.2.

Из данных таблицы видно, что для средних условий, при которых возникает коронный разряд [$B_и = 2 \cdot 10^{-4}$ м^2/(В·с)] и $N_0 = 10^{14}$ ион/см^3), частица за очень незначительный период времени приобретает заряд, близкий к максимальному.

3.3.2. ДИФФУЗИОННАЯ ЗАРЯДКА

Для мелких частиц диаметром менее 1 мкм величина максимального заряда определяется в основном диффузионными процессами: они заряжаются ионами, участвующими в тепловом движении газовых молекул. Максимальный заряд частицы в этом случае можно рассчитать следующим образом.

Количество ионов, сталкивающихся со сферической частицей диаметром d за единицу времени, равно

$$\frac{dN}{d\tau} = -\frac{\pi d^2}{4} N \bar{w}, \tag{3.47}$$

где N — количество ионов, находящихся около частицы; $\bar{w}$ — среднеквадратичная скорость ионов. В соответствии с кинетической теорией плотность потока ионов в потенциальном поле изменяется по закону [см. также (3.23)]

$$N = N_0 \exp[-\Phi/(kT)],$$

где N_0 — средняя концентрация ионов; Φ — потенциальная энергия ионов. Потенциальная энергия иона зарядом e, находящегося на расстоянии $R_г$ от центра частицы, содержащей n элементарных зарядов того же знака, выражается в виде

$$\Phi = F_{кл} R_г = \frac{n_e e^2}{4\pi\varepsilon_0 R_г^2} R_г = \frac{n_e e^2}{4\pi\varepsilon_0 R_г}, \tag{3.48}$$

Концентрация ионов на поверхности частицы ($R_г = d/2$)

$$N = N_0 \exp\left(-\frac{n_e e^2}{2\pi\varepsilon_0 dkT}\right). \tag{3.49}$$

Тогда скорость изменения числа ионов составит

$$-\frac{dN}{d\tau} = \frac{\pi d^2}{4} \bar{w} N_0 \exp\left(-\frac{n_e e^2}{2\pi\varepsilon_0 dkT}\right).$$

Но убыль ионов в газовой фазе означает увеличение заряда частицы

$$-\frac{dN}{d\tau} = \frac{dq}{d\tau} = \frac{d(n_e e)}{d\tau} = e\frac{dn_e}{d\tau},$$

Следовательно, динамика диффузионной зарядки частицы аэрозоля описывается уравнением

$$\frac{dn_e}{d\tau} = \frac{\pi d^2}{4e} \bar{w} N_0 \exp\left(- \frac{n_e e^2}{2\pi\varepsilon_0 dkT} \right),$$

интегрируя которое при начальном условии $n = 0$ при $\tau = 0$, находим

$$\int_0^{n_e} \exp\left(\frac{n_e e^2}{2\pi\varepsilon_0 dkT} \right) dn_e = \int_0^{\tau} \frac{\pi d^2}{4e} \bar{w} N_0 d\tau;$$

$$\frac{2\pi\varepsilon_0 dkT}{e^2} \left[\exp\left(\frac{n_e e^2}{2\pi\varepsilon_0 dkT} \right) - 1 \right] = \frac{\pi d^2}{4e} \bar{w} N_0 \tau,$$

или

$$n_e = \frac{2\pi\varepsilon_0 dkT}{e^2} \ln\left(1 + \frac{de\bar{w}N_0}{8\varepsilon_0 kT} \tau \right). \tag{3.50}$$

Характерное время зарядки можно определить как

$$\tau' = \frac{8\varepsilon_0 kT}{de\bar{w}N_0},$$

а характерное число зарядов

$$n' = \frac{2\pi\varepsilon_0 dkT}{e^2}.$$

Тогда уравнение (3.50) можно переписать в безразмерном виде

$$\frac{n_e}{n'} = \ln\left(1 + \frac{\tau}{\tau'} \right). \tag{3.50а}$$

Недостатки уравнения (3.50) очевидны; частицы могут приобретать неограниченное число элементарных зарядов. В действительности же величина заряда на частице не беспредельна, а ограничена эмиссией ионов и электронов с ее поверхности. Тем не менее, если в формуле (3.50) вместо $\bar{w}$ использовать в 4 раза меньшую величину, то получаются вполне удовлетворительные результаты.

При небольших скоростях потока воздуха и средних величинах напряженности поля для отыскания максимально возможного заряда можно использовать формулу, предложенную Ледебуром:

$$q_{max} = e \cdot n_{max} = 10^8 d \cdot e \tag{3.51}$$

или

$$n_{max} = 10^8 d. \tag{3.51а}$$

Таблица 3.3

Предельное число ионов, осевших на взвешенной частице в электрическом поле

Диаметр частицы d, мкм	ε	δ	Число зарядов, осевших на частице		
			Под воздействием ионной бомбардировки		За счет теплового движения ионов
			$E_0=15\cdot10^4$ В/м	$E_0=30\cdot10^4$ В/м	
0,4	1	1	4	8	38
	4	2	8	16	
	∞	3	13	25	
1,0	1	1	26	52	95
	4	2	52	104	
	∞	3	78	154	
2,0	1	1	105	210	207
	4	2	210	420	
	∞	3	314	630	
10,0	1	1	2600	5220	1050
	4	2	5220	10450	
	∞	3	7870	15680	
20,0	1	1	10500	21000	2100
	4	2	21000	42000	
	∞	3	31400	63000	

Из этой формулы, в частности, следует, что частицы диаметром, меньшим 0,01 мкм, не могут иметь заряд больший чем e.

Для иллюстрации относительного влияния теплового движения газовых молекул на процесс электризации аэрозолей в табл. 3.3 представлены результаты расчетов по формулам (3.46), (3.50) и (3.51) предельного числа ионов, осевших на поверхности частицы в электрическом поле с коронным разрядом (электрическое поле заполнено ионами одного знака).

Другие вопросы, связанные с электрическими свойствами аэрозолей, будут рассмотрены позже.

Глава 4.
КИНЕТИКА ЧАСТИЦ (ПРЯМОЛИНЕЙНОЕ ДВИЖЕНИЕ)

Рассмотренных ранее свойств частиц аэрозоля уже достаточно для изучения простейших закономерностей их движения. Разумеется, эти закономерности будут верны лишь в том случае, когда, во-первых, с частицами в процессе движения ничего не происходит (отсутствуют процессы коагуляции частиц и их разрушение) и, во-вторых, когда каждая частица движется независимо от другой (объемная концентрация частиц достаточно мала).

Набор различных вариантов движения частиц весьма обширен, поэтому учет усложняющих факторов будем производить постепенно.

В общем случае уравнение движения одиночной частицы аэрозоля записывается на основании второго закона Ньютона стандартным образам:

$$m_{ч}\frac{d\vec{v}_{ч}}{d\tau}=\vec{F}_1+\vec{F}_2+\vec{F}_3+\ldots. \tag{4.1}$$

Здесь $m_{ч}$ — масса частицы; $\vec{v}_{ч}$ — вектор скорости частицы. Силы $\vec{F}_1, \vec{F}_2$ и т.д. могут зависеть от времени и положения частиц (электрические и магнитные силы) или быть постоянными (сила тяжести). Эти силы обычно уравновешиваются силой сопротивления, которая зависит от свойств среды, характера потока, формы частицы и ее относительной скорости. В технологических агрегатах для очистки газов все эти параметры могут существенно различаться, поэтому для их (агрегатов) расчета требуется целый набор решений уравнения движения частицы.

4.1. ДВИЖЕНИЕ ЧАСТИЦЫ АЭРОЗОЛЯ ПОД ДЕЙСТВИЕМ СИЛЫ ТЯЖЕСТИ В НЕПОДВИЖНОЙ СРЕДЕ

Предположим, что сила сопротивления среды описывается законом Стокса. Тогда, учитывая, что в данном случае направление движения определено (сверху вниз) и других сил (помимо силы тяжести) не имеется, уравнение движения частицы можно записать в следующем скалярном представлении:

$$m_{ч}(dv_{ч}/d\tau)=m_{ч}g-3\pi\mu_{г}dv_{ч}. \tag{4.2}$$

Разделим уравнение (4.2) на $3\pi\mu_{г}d$. Учитывая, что $m_{ч}=\rho_{ч}\pi d^3/6$, имеем

$$t_{р}(dv_{ч}/d\tau)+v_{ч}=t_{р}g. \tag{4.2а}$$

Здесь комплекс

$$t_{р}=\frac{m_{ч}}{3\pi\mu_{г}d}=m_{ч}B=\frac{\rho_{ч}d^2}{18\mu_{г}} \tag{4.3}$$

имеет размерность времени и называется временем релаксации аэрозольной частицы; B — как и ранее, подвижность частицы. Физический смысл $t_{р}$ будет рассмотрен позже.

Интегрируя (4.2а) при начальном условии $v_{ч}=v_0(\tau=0)$, находим

$$v_{ч}(\tau) = v_0 \cdot \exp(-\tau/t_р) + t_р \cdot g \cdot [1 - \exp(-\tau/t_р)]. \quad (4.4)$$

Если $v_0 = 0$, то в правой части (4.4) первое слагаемое исчезает. Так как $\exp(-1) = 0{,}368$, то из (4.4) вытекает физическое содержание $t_р$: это такой промежуток времени, за который скорость частицы достигнет 63,8 % своего установившегося значения.

Дифференцируя (4.4) по времени, получим ускорение движения частицы аэрозоля

$$a_ч = (dv_ч/d\tau) = [-(v_0/t_р) + g] \cdot \exp(-\tau/t_р), \quad (4.5)$$

т.е. ускорение частицы экспоненциально уменьшается во времени. В случае $v_0 = 0$ это уменьшение происходит от ускорения свободного падения g до 0 при $\tau \to \infty$. Практически уже при $\tau = 4{,}6 \cdot t_р$ значение $\exp(-\tau/t_р) = 0{,}01$, поэтому постоянная скорость оседания частицы — скорость седиментации v_s — устанавливается при $\tau > 4{,}6\, t_р$:

$$v_s = t_р g. \quad (4.6)$$

Средняя скорость частицы за время неустановившегося движения составляет

$$\bar{v}_ч = \frac{1}{4{,}6t_р} \int_0^{4{,}6t_р} v_ч(\tau) d\tau = 0{,}2174 v_0 + 0{,}7826 v_s, \quad (4.7)$$

или при $v_0 = 0$

$$\bar{v}_ч \cong 0{,}7826 v_s \quad (4.7а)$$

Отметим, что в ряде источников за время ускоренного движения частицы принимают либо $\tau_у = 3t_р$ здесь $\exp(-\tau/t_р) = 0{,}05$; $\bar{v}_ч = 0{,}333 v_0 + 0{,}667 v_s$, либо $\tau_у = 7t_р$ здесь $\exp(-\tau/t_р) = 0{,}001$; $\bar{v}_ч = 0{,}143 v_0 + 0{,}857 v_s$.

Путь, пройденный частицей за время $\tau_у$, равен

$$l_у = \tau_у \cdot \bar{v}_ч = v_0 t_р + 3{,}6 v_s t_р = (v_0 + 3{,}6\, t_р g)\, t_р, \quad (4.8)$$

или при $v_0 = 0$

$$l_у = 3{,}6 g t_р^2 = 35{,}28 t_р^2 = 0{,}109 \left(\frac{\rho_ч d^2}{\mu_г} \right)^2 \text{ м}. \quad (4.8а)$$

Отметим, что v_s, $\tau_у$ и $l_у$ — очень важные параметры, в совокупности определяющее применение того или иного газоочистного аппарата или конкретной методики расчета, например для капли воды диаметром 1 мм $l_у = 317{,}5$ м.

Учитывая, что $v_ч = dx_ч/d\tau$ и интегрируя (4.4) при начальном условии $x_ч = x_0$ при $\tau = 0$, находим

$$x_ч(\tau) = x_0 + v_0 t_р [t - \exp(-\tau/t_р)] + v_s \{\tau - t_р [1 - \exp(-\tau/t_р)]\}. \quad (4.9)$$

В ряде случаев при проектировании газоочистного аппарата требуется решение другой задачи движения частицы, в какой-то степени эквивалентной вышерассмотренной. Здесь исследуются закономерности движения частицы, обладающей начальной скоростью v_0 и не испытывающей воздей-

ствия никакой внешней силы помимо силы сопротивления. В этом случае уравнение движения имеет вид

$$dv_ч/d\tau + v_ч/t_р = 0, \tag{4.10}$$

а его решение при начальном условии: $v_ч = v_0\,(\tau = 0)$;

$$v_ч(\tau) = v_0 \exp(-\tau/t_р), \tag{4.11}$$

$$x_ч(t) = x_0 + v_0 t_р\,[1 - \exp(-\tau/t_р)]. \tag{4.12}$$

Расстояние, которое такая частица проходит при замедлении [см. уравнение (4.11)] до полной остановки

$$l_s = x_ч(4{,}6\,t_р) - x_0 = v_0 t_р, \tag{4.13}$$

называется расстоянием торможения, или горизонтальным пробегом, или просто выбегом.

В принципе, скорость оседания v_s можно найти из уравнения (4.2), приравняв силы тяжести и сопротивления. Если закон Стокса не выполняется, то для общего случая имеем

$$\frac{\pi}{6} d^3 (\rho_ч - \rho_г) g = C_D \frac{\pi d^2}{4} \rho_г \frac{v_s^2}{2},$$

откуда

$$v_s^2 = \frac{4d(\rho_ч - \rho_г)g}{3C_D\rho_г}. \tag{4.14}$$

Но C_D зависит от $\mathrm{Re}_ч$, которое, в свою очередь, зависит от v_s. Однако

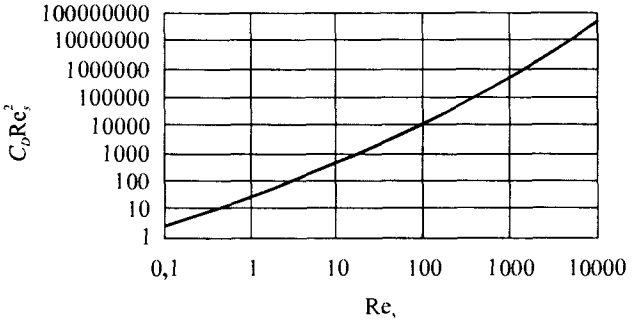


Рис. 4.1. Зависимость $C_D\mathrm{Re}_s^2$ от Re_s

$$C_D \mathrm{Re}_s^2 = C_D \frac{\rho_г^2 v_s^2 d^2}{\mu_г^2} = C_D \frac{\rho_г^2 d^2}{\mu_г^2} \frac{4d(\rho_ч - \rho_г)g}{3C_D\rho_г} = \frac{4d^3\rho_г(\rho_ч - \rho_г)g}{3\mu_г^2}. \tag{4.15}$$

Можно видеть, что правая часть соотношения (4.15) не зависит от скорости седиментации и является постоянной для заданного состояния аэрозольной системы. Поэтому, используя любую формулу для расчета C_D, можно найти Re_s, а затем и v_s. Можно также воспользоваться и специальным графиком, представленным на рис. 4.1 и отображающим зависимость произведения $C_D\mathrm{Re}_s^2$ от Re_s.

При таком подходе мы не знаем, когда и где будет достигнута $v_с$ (если это вообще возможно). Кроме того, заранее трудно сказать, выполняется закон Стокса или нет, хотя для неподвижной среды это можно установить.

4.1.1. ДВИЖЕНИЕ В НЕПОДВИЖНОЙ СРЕДЕ ПРИ БОЛЬШИХ ЧИСЛАХ РЕЙНОЛЬДСА

Когда частицы движутся с большой скоростью или их размеры достаточно велики, закон Стокса неприменим. В этом случае закономерности движения частицы можно установить следующим образом.

Запишем уравнение движения частицы (полагаем, что направление оси координат (τ или y) совпадающим с направлением силы тяжести):

$$m_ч \frac{dv_ч}{d\tau} = m_ч\left(1-\frac{\rho_г}{\rho_ч}\right)g - \frac{1}{2}C_D\rho_г v_ч^2\frac{\pi d^2}{4}. \qquad (4.16)$$

Здесь $C_D = f(\mathrm{Re}_ч)$. Но $\mathrm{Re}_ч = \rho_г v_ч d/\mu_г$, откуда

$$v_ч = \frac{\mu_г}{\rho_г d}\mathrm{Re}_ч; \quad dv_ч = \frac{\mu_г}{\rho_г d}d\,\mathrm{Re}_ч; \quad v_ч^2 = \left(\frac{\mu_г}{\rho_г d}\right)^2\mathrm{Re}_ч^2,$$

и вместо (4.16) получим

$$\rho_ч\frac{\pi d^3}{6}\frac{\mu_г}{\rho_г d}\frac{d\,\mathrm{Re}_ч}{d\tau} = \rho_ч\frac{\pi d^3}{6}\left(1-\frac{\rho_г}{\rho_ч}\right)g - \frac{1}{2}C_D\rho_г\frac{\pi d^2}{4}\left(\frac{\mu_г}{\rho_г d}\right)^2\mathrm{Re}_ч^2,$$

или

$$\frac{d\,\mathrm{Re}_ч}{d\tau} = -\frac{1}{24t_р}\left[C_D\mathrm{Re}_ч^2 - 24\frac{\rho_г d}{\mu_г}\left(1-\frac{\rho_г}{\rho_ч}\right)t_р g\right].$$

Разделяя переменные и интегрируя, находим

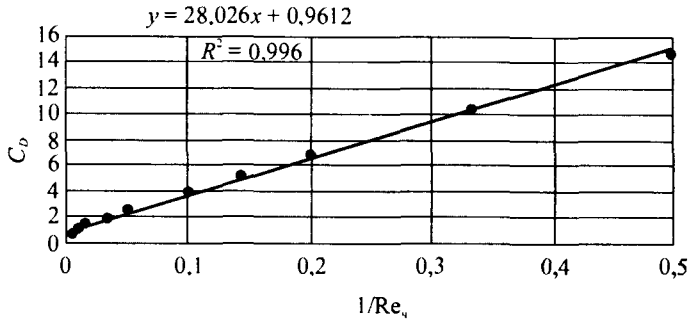
$$\tau = -24t_р\int_{\mathrm{Re}_0}^{\mathrm{Re}_ч}\frac{d\,\mathrm{Re}_ч}{C_D\mathrm{Re}_ч^2 - 24\dfrac{\rho_г d}{\mu_г}\left(1-\dfrac{\rho_г}{\rho_ч}\right)t_р g} \qquad (4.17)$$

При вычислении интеграла используется любая подходящая зависимость $C_D = f(\mathrm{Re}_ч)$ для разных интервалов чисел Рейнольдса. В ряде случаев интеграл удается вычислить аналитически; чаще всего это делают численным методом.

Определив зависимость $\tau = f(\mathrm{Re}_ч)$, по формуле $v_ч = \mu_г\mathrm{Re}_ч/(\rho_г d)$ пересчитываем ее на функцию $\tau = f(v_ч)$, а затем, учитывая, что для пройденного пути $l = v_ч\tau$, получаем

$$l = x_ч(\tau) - x_0 = -24t_р\frac{\mu_г}{\rho_г d}\int_{\mathrm{Re}_0}^{\mathrm{Re}_ч}\frac{\mathrm{Re}_ч\,d\,\mathrm{Re}_ч}{C_D\mathrm{Re}_ч^2 - 24\dfrac{\rho_г d}{\mu_г}\left(1-\dfrac{\rho_г}{\rho_ч}\right)t_р g}. \qquad (4.18)$$

Рис. 4.2. Аппроксимация $C_D = f(\mathrm{Re}_ч)$ для $2 < \mathrm{Re}_ч < 300$ (R^2 — корреляционное отношение)



Полезность уравнений (4.17) и (4.18) — в их универсальности. Для их использования необходимо только знать выражение для C_D в интервале чисел Рейнольдса, при которых движется частица.

В общем случае действия сил тяжести и сопротивления среды при вычислении интегралов в выражениях (4.17) и (4.18) удобно использовать для аппроксимации C_D следующее выражение, справедливое в области $2 < \mathrm{Re}_ч < 300$:

$$C_D = 28{,}026/\mathrm{Re}_ч + 0{,}9612. \tag{4.19}$$

На рис. 4.2 показано соответствие этого уравнения экспериментальным данным, полученным для сферических частиц, оседающих в неподвижном воздухе. Можно видеть, что за исключением концевых участков зависимости совпадение экспериментальных и расчетных зависимостей вполне удовлетворительное. Более точные данные в табл. 4.1.

Обозначим второе слагаемое в знаменателе подынтегральных выражений уравнений (4.17) и (4.18) через β, а численные коэффициенты в аппроксимации (4.19) — соответственно через A и B. Тогда правые части (4.17) и (4.18) превращаются в табличные интегралы, вычисляя которые, находим

$$\tau = -\frac{24t_р}{\sqrt{A^2 + 4B\beta}} \ln\left(\frac{2B\mathrm{Re}_ч - A_1}{2B\mathrm{Re}_0 - A_1} \cdot \frac{2B\mathrm{Re}_0 + A_2}{2B\mathrm{Re}_ч + A_2}\right). \tag{4.20}$$

Здесь $A_1 = \sqrt{A^2 + 4B\beta} - A$; $A_2 = \sqrt{A^2 + 4B\beta} + A$. Соответственно

$$l = -\frac{2}{3} \cdot \frac{\rho_ч d}{\rho_г B} \ln \frac{B\mathrm{Re}_ч^2 + A\mathrm{Re}_ч - \beta}{B\mathrm{Re}_0^2 + A\mathrm{Re}_0 - \beta} + \frac{A}{2B}\tau. \tag{4.21}$$

Таблица 4.1

Экспериментальные значения C_D для шара

Re	C_D	Re	C_D	Re	C_D
0,1	240	10	4,10	1000	0,46
0,2	120	20	2,55	2000	0,42
0,3	80	30	2,00	3000	0,40
0,5	49,5	50	1,50	5000	0,385
0,7	36,5	70	1,27	7000	0,390
1	26,5	100	1,07	10000	0,405
2	14,6	200	0,77	20000	0,450
3	10,4	300	0,65	30000	0,470
5	6,90	500	0,55	50000	0,490
7	5,30	700	0,50	70000	0,500

4.2. ДВИЖЕНИЕ ЧАСТИЦ В ПОТОКЕ ГАЗА

Рассмотрим движение сферической аэрозольной частицы в однородном потоке газа, когда в любой точке этого потока скорость газа одинакова и равна u. На первом этапе исследований будем полагать справедливым закон Стокса. Тогда уравнение движения частицы можно записать в виде

$$m_{ч}\frac{d\vec{v}_{ч}}{d\tau} = m_{ч}g\vec{G} - 3\pi\mu_{г}d(\vec{v}_{ч} - \vec{u}), \tag{4.22}$$

где $\vec{G}$ — единичный вектор, направленный сверху вниз. Разделив (4.22) на $3\pi\mu_{г}d$, получим

$$t_{р}(d\vec{v}_{ч}/d\tau) + \vec{v}_{ч} = \vec{u} + t_{р}g\vec{G}. \tag{4.22а}$$

Выберем следующую общую схему взаимодействия сил (рис. 4.3). Как можно видеть из схемы, на частицу действует результирующая сила $\vec{u}_0 = \vec{u} + t_{р}g\vec{G}$.

Рассматривая схему рис. 4.3 и учитывая известное из тригонометрии соотношение

$$C^2 = A^2 + B^2 - 2AB\cos\beta,$$

где β — угол, образованный сторонами A и B, для абсолютной величины вектора u_0 получим

$$u_0^2 = u^2 + (t_{р}g)^2 - 2ut_{р}g\cos(\pi - \theta) = u^2 + (t_{р}g)^2 + 2ut_{р}g\cos\theta. \tag{4.23}$$

Для однородного поля скорости газа величина u_0 постоянна. Поэтому преобразуем систему координат таким образом, чтобы ось X совпадала по направлению с вектором u_0. Тогда компоненты начальной скорости частицы v_0 в этой системе координат будут равны v_{X0} и v_{Y0}, причем $v_{X0} + v_{Y0} = v_0$, а уравнение (4.22а) сведется к двум скалярным уравнениям

$$t_{р}\frac{dv_X}{d\tau} + v_X = u_0; \tag{4.24}$$

$$t_{р}\frac{dv_Y}{d\tau} + v_Y = 0. \tag{4.24а}$$

Интегрируя эти уравнения при начальных условиях $X = Y = 0$, $v_X = v_{X0}$, $v_Y = v_{Y0}$ при $\tau = 0$ (это можно делать независимо), находим

$$v_X = u_0 + (v_{X0} - u_0)\exp(-\tau/t_{р}); \tag{4.25}$$

$$v_Y = v_{Y0}\exp(-\tau/t_{р}) \tag{4.25а}$$

и

$$X = u_0\tau + t_{р}(v_{X0} - u_0)[1 - \exp(-\tau/t_{р})]; \tag{4.26}$$

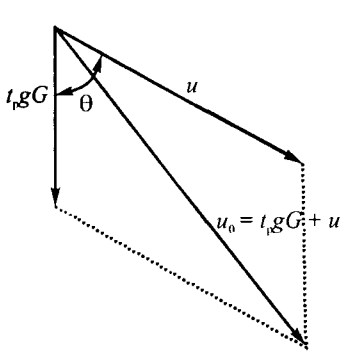


Рис. 4.3. К схеме движения частицы в потоке газа

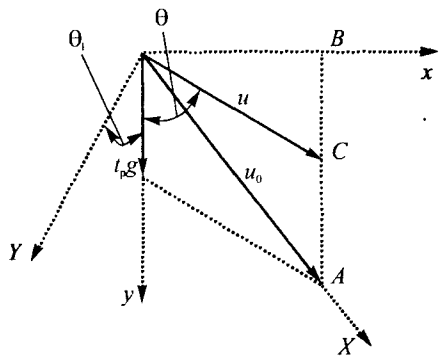


Рис. 4.4. К выводу соотношения для θ_1

$$Y = v_{Y0} t_p [1 - \exp(-\tau/t_p)]. \tag{4.26a}$$

В использовании данного решения имеются два затруднения. Первое состоит в том, что начальная скорость частицы задана в нормальных координатах $x - y$, в которых направление оси y совпадает с направлением силы тяжести. Поэтому первым этапом решения задачи является определение угла поворота преобразованной системы координат относительно исходной системы. Рассмотрим этот вопрос подробнее.

На рис. 4.4 представлена схема, поясняющая необходимые преобразования. Из рисунка видно, что $BC = u \cos\theta$ и $AB = t_p g + u \cos\theta$. Следовательно,

$$\sin\theta_1 = (t_p g + u \cos\theta)/u_0.$$

Тогда, если $v_0 = v_{x0} + v_{y0}$, то будем иметь

$$\begin{aligned} v_{X0} &= v_{x0}\cos\theta_1 + v_{y0}\sin\theta_1; \\ v_{Y0} &= -v_{x0}\sin\theta_1 + v_{y0}\cos\theta_1. \end{aligned} \tag{4.27}$$

Далее после решения задачи необходимо перейти от скоростей $v_{X,Y}$ к скоростям $v_{x,y}$. Здесь используются соотношения

$$v_x = v_X \cos\theta_1 - v_Y \sin\theta_1; \quad v_y = v_X \sin\theta_1 + v_Y \cos\theta_1. \tag{4.28}$$

Аналогично поступаем с координатами.

Из выражения для результирующей скорости u_0 следует, что когда скорость потока направлена навстречу силе тяжести ($\theta = \pi$) $u_0^2 = u^2 - 2ut_p g + (t_p g)^2$, т.е. $u_0 = u - t_p g$. При $u = t_p g$ частица аэрозоля неподвижна в пространстве относительно вертикальной оси y. На этом основании скорость седиментации $v_s = t_p g$ в литературе иногда неправильно называют скоростью витания частицы, хотя это понятие относится к скорости газа, а не частицы.

В тех случаях, когда закон Стокса не выполняется, задача существенно усложняется. Поскольку данный вопрос крайне важен для оценки параметров пылеулавливающей аппаратуры, мы его рассмотрим подробнее позже. Сейчас же проанализируем закономерности движения аэрозольной частицы переменной массы.

4.3. ДВИЖЕНИЕ АЭРОЗОЛЬНОЙ ЧАСТИЦЫ ПЕРЕМЕННОЙ МАССЫ

Полученные ранее уравнения движения характеризуют перемещения невзаимодействующих частиц. В общем случае, как мы увидим позже, в аппаратах газоочистки происходит коагуляция (слипание, укрупнение) частиц. Для частиц аэрозоля переменной массы уравнение движения имеет вид

$$\frac{d}{d\tau}(m_ч\vec{v}_ч) = F(\tau) - C_D\frac{1}{2}\rho_г|\vec{v}_ч - \vec{v}_г|(\vec{v}_ч - \vec{v}_г)\frac{\pi d^2}{4}, \tag{4.29}$$

где $v_г$ — скорость газа.

Рассмотрим сначала самый простой случай, когда среда неподвижна и никаких внешних сил (в том числе и силы тяжести) не существует. Тогда в области справедливости закона Стокса ($Re_ч < 1$) выполняется уравнение

$$m_ч\frac{dv_ч}{d\tau} + v_ч\frac{dm_ч}{d\tau} = -Kv_ч, \tag{4.30}$$

где $K = 3\pi\mu_ч d_ч$. Увеличение массы частицы (например, капли жидкости) происходит за счет массы захваченных ею частиц в гипотетической трубке, объем которой составляет $\pi d_ч^2 dx/4$, т.е.

$$dm_ч = d[(1/6)\pi d_ч^3\rho_ч] = (1/4)\pi d_ч^2 L dx, \tag{4.31}$$

где $L = \alpha\eta_з z$; α — доля частиц в аэрозоле, размер которых меньше $d_ч$; $\eta_з$ — коэффициент захвата, характеризуемый отношением уловленных частиц к общему количеству частиц, содержащихся в гипотетической трубке; z — запыленность среды, кг/м^3 или мг/см^3.

Так как $dx = v_ч d\tau$, то из (4.31) получаем

$$dm_ч = (\pi d_ч^2/4)Lv_ч d\tau; \qquad dm_ч/d\tau = (\pi d_ч^2/4)Lv_ч; \tag{4.32}$$

$$d(d_ч)/d\tau = Lv_ч/(2\rho_ч). \tag{4.33}$$

Тогда из уравнения (4.30) находим

$$m_ч\frac{dv_ч}{d\tau} + \frac{1}{4}\pi d_ч^2 L v_ч^2 = -Kv_ч$$

или

$$-\frac{dv_ч}{v_ч(\gamma v_ч + \beta)} = d\tau, \tag{4.34}$$

где $\gamma = 1{,}5L/(\rho_ч d_ч)$; $\beta = 1/t_р = 18\mu_г/(\rho_ч d_ч^2)$. Интегрируя по τ от 0 до τ, а по $v_ч$ — от v_0 до v_i, получим

$$\tau = -\int_{v_0}^{v_i}\frac{dv_ч}{v_ч(\gamma v_ч + \beta)} = t_р\ln\left|\frac{v_0(v_i + \theta)}{v_i(v_0 + \theta)}\right|, \tag{4.35}$$

где $\theta = \beta/\gamma = 12\mu_г/(d_ч L)$. Учтем теперь, что $d\tau = dx/v_ч$. Тогда из (4.34) имеем

$$dx = -\frac{dv_ч}{\gamma v_ч + \beta} = -\frac{1}{\gamma}\frac{dv_ч}{v_ч + \theta}. \tag{4.36}$$

Интегрируя по x от 0 до l_t, а по $v_ч$ — от v_0 до v_t, находим

$$l_{t,1} = -\frac{1}{\gamma}\int_{v_0}^{v_t}\frac{dv_ч}{v_ч+\theta} = \frac{\rho_ч d_ч}{1{,}5L}\ln\left|\frac{v_0+\theta}{v_t+\theta}\right|. \tag{4.37}$$

В выражениях (4.35) и (4.36) v_0 и v_t — скорости частицы: начальная и на расстоянии $x = l_t$ от ввода (входа) в аппарат. Величина l_t, как уже упоминалось ранее, называется инерционным пробегом частицы; согласно закону Стокса $l_t = t_р v_0$.

При учете влияния силы тяжести уравнение движения частицы переменной массы принимает вид

$$m_ч\frac{d\vec{v}_ч}{d\tau} + \vec{v}_ч\frac{dm_ч}{d\tau} = m_ч\vec{g} + \frac{1}{8}C_D\rho_г\pi d_ч^2|\vec{v}_г - \vec{v}_ч|(\vec{v}_г - \vec{v}_ч). \tag{4.38}$$

При движении частиц в области $Re < 1$ уравнение (4.38) преобразуется к виду

$$d\tau = -\frac{dv_ч}{\gamma v_ч^2 + \beta v_ч - g}. \tag{4.39}$$

Это табличный интеграл. Выполняя интегрирование в тех же пределах, что и ранее, находим

$$\tau = -\int_{v_0}^{v_t}\frac{dv_ч}{\gamma v_ч^2 + \beta v_ч - g} = \frac{1}{A_1}\ln\frac{p}{q}, \tag{4.40}$$

где $A_1 = (\beta^2 + 4g\gamma)^{1/2}$; $p = (2\gamma v_0 + \beta - A_1)(2\gamma v_t + \beta + A_1)$; $q = (2\gamma v_0 + \beta + A_1)(2\gamma v_t + \beta - A_1)$.

Учитывая, что $d\tau = dx/v_ч$ из (4.40) имеем

$$dx = -\frac{v_ч dv_ч}{\gamma v_ч^2 + \beta v_ч - g}, \tag{4.41}$$

откуда после интегрирования

$$l_{t,2} = -\int_{v_0}^{v_t}\frac{v_ч dv_ч}{\gamma v_ч^2 + \beta v_ч - g} = \frac{\rho_ч d_ч}{3L}\left[\ln\frac{p_1}{q_1} - \frac{\beta}{A_{21}}\ln\left|\frac{(v_0+p_2)(v_t+q_2)}{(v_0+q_2)(v_t+p_2)}\right|\right], \tag{4.42}$$

где $p_t = \gamma v_0^2 + \beta v_0 - g$; $q_1 = \gamma v_t^2 + \beta v_t - g$; $p_2 = (\beta - A_1)/(2\gamma)$; $q_2 = (\beta + A_1)/(2\gamma)$.

Интересно отметить, что в данном случае предоставляется возможность выявить отдельные стороны процесса движения частицы переменной массы аналитически. В частности, заменив в уравнении движения ускорение $dv_ч/d\tau$ на эквивалентное выражение $(dv_ч/dr_ч)(dr_ч/d\tau)$ или $(dv_ч/d(d_ч))(d(d_ч)/d\tau)$ и используя предыдущие уравнения, преобразуем уравнение (4.38) к виду

$$v_ч\frac{dv_ч}{d(d_ч)} + \frac{1{,}5}{Ld_ч}(2L + C_D\rho_г)v_ч^2 - \frac{2\rho_ч g}{L} = 0, \tag{4.43}$$

или

$$\frac{dv_ч^2}{d(d_ч)} + \frac{3(2L + C_D\rho_г)}{Ld_ч} v_ч^2 - \frac{4\rho_ч g}{L} = 0. \qquad (4.44)$$

Обозначим $p_3 = 3(2L + C_D\rho_г)/L$; $q_3 = 4\rho_ч g/L$; $z = v_ч^2$; $\alpha = d_ч$ и сделаем подстановку: $z = u \cdot v$. Тогда получим

$$u\frac{dv}{d\alpha} + v\frac{du}{d\alpha} + \frac{p_3}{\alpha}uv - q_3 = u\left(\frac{dv}{d\alpha} + \frac{p_3}{\alpha}v\right) + v\frac{du}{d\alpha} - q_3 = 0. \qquad (4.44а)$$

Выберем в (4.44а) функцию v таким образом, чтобы выражение в скобках стало равным нулю, т.е. чтобы выполнялось равенство

$$\frac{dv}{d\alpha} + \frac{p_3}{\alpha}v = 0; \quad \frac{dv}{v} = -p_3\frac{d\alpha}{\alpha}; \quad v = 1/\alpha^{p_3}. \qquad (4.45)$$

Подставив (4.45) в (4.44), находим

$$\frac{1}{\alpha^{p_3}}\frac{du}{d\alpha} - q_3 = 0; \quad du = q_3\alpha^{p_3}d\alpha;$$

$$u = \frac{q_3}{p_3 + 1}\alpha^{p_3+1} + \text{const}.$$

Таким образом,

$$z = \frac{q_3}{p_3 + 1}\alpha + \frac{\text{const}}{\alpha^{p_3}}. \qquad (4.46)$$

В начальный момент движения частицы при $v_ч = v_0$ ее диаметр был равен d_0. Тогда

$$\text{const} = z_0\alpha_0^{p_3} - \frac{q_3}{p_3 + 1}\alpha_0^{p_3+1}$$

и

$$z = \frac{q_3}{p_3 + 1}\alpha + z_0\left(\frac{\alpha_0}{\alpha}\right)^{p_3} - \frac{q_3}{p_3 + 1}\alpha_0\left(\frac{\alpha_0}{\alpha}\right)^{p_3}.$$

Возвращаясь к прежним переменным, находим

$$v_ч^2 = \left(v_0^2 - \frac{q_3}{p_3 + 1}d_0\right)\left(\frac{d_0}{d_ч}\right)^{p_3} + \frac{q_3}{p_3 + 1}d_ч. \qquad (4.47)$$

Интересно отметить, что для данных значений v_0 и d_0 функция $v_ч = v_s = f(d_ч)$ имеет минимум при

$$d_ч = \left[\frac{p_3(p_3+1)}{q_3}\left(v_0^2 - \frac{q_3}{p_3+1}d_0\right)d_0^{p_3}\right]^{\frac{1}{p_3+1}}. \tag{4.48}$$

Множитель $(d_0/d_ч)^{p_3}$ — очень малая величина, так как $d_0/d_ч < 1$, а $p_3 >> 1$. Поэтому, пренебрегая в (4.47) первым слагаемым правой части, получаем

$$v_s = \sqrt{\frac{4\rho_ч d_ч g}{7L + 3C_D\rho_г}}. \tag{4.49}$$

Легко видеть, что при увеличении критерия запыленности потока L скорость седиментации частицы уменьшается. При $L = 0$ уравнение (4.49) переходит в уравнение Стокса для незапыленной среды.

Для случая движения со скоростями, соответствующими условию $Re < 300$, можно воспользоваться аппроксимирующим соотношением (4.19). Дифференциальное уравнение движения частицы в этой области имеет вид

$$m_ч\frac{dv_ч}{d\tau} + v_ч\frac{dm_ч}{d\tau} = m_ч g - \left(\frac{A}{Re} + B\right)\frac{\pi d_ч^2}{8}\rho_г v_ч^2. \tag{4.50}$$

После соответствующих преобразований уравнения (4.50) получим

$$d\tau = -\frac{dv_ч}{(\gamma+\varphi_1)v_ч^2 + \varphi_2 v_ч - g}. \tag{4.51}$$

Интегрируя (4.51) в тех же пределах, что и уравнение (4.34), находим

$$\tau = -\int_{v_0}^{v_t}\frac{dv_ч}{(\gamma+\varphi_1)v_ч^2 + \varphi_2 v_ч - g} = \frac{1}{A_2}\ln\frac{p_4}{q_4}, \tag{4.52}$$

где $A_2 = \sqrt{\varphi_2^2 + 4g(\gamma+\varphi_1)}$; $p_4 = [2(\gamma+\varphi_1)v_0 + \varphi_2 - A_2]\cdot[2(\gamma+\varphi_1)v_t + \varphi_2 + A_2]$; $q_4 = [2(\gamma+\varphi_1)v_0 + \varphi_2 + A_2]\times$ $\times[2(\gamma+\varphi_1)v_t + \varphi_2 - A_2]$.

Заменяя в (4.51) $d\tau$ на $dx/v_ч$, получим

$$dx = -\frac{v_ч dv_ч}{(\gamma+\varphi_1)v_ч^2 + \varphi_2 v_ч - g}, \tag{4.53}$$

откуда

$$l_{i,4} = -\int_{v_0}^{v_t}\frac{v_ч dv_ч}{(\gamma+\varphi_1)v_ч^2 + \varphi_2 v_ч - g} = \frac{\rho_ч d_ч}{1{,}5\rho_г B + 3L}\left[\ln\frac{p_5}{q_5} - \frac{0{,}75A\mu_г}{\rho_ч d_ч A_3}\ln\left|\frac{(v_0+p_6)(v_t+q_6)}{(v_0+q_6)(v_t+p_6)}\right|\right], \tag{4.54}$$

где

$$p_5 = (\gamma + \varphi_1)v_0^2 + \varphi_2 v_0 - g; \quad q_5 = (\gamma + \varphi_1)v_t^2 + \varphi_2 v_t - g;$$

$$p_6 = \frac{\varphi_2 - B}{2(\gamma + \varphi_1)}; \quad q_6 = \frac{\varphi_2 + B}{2(\gamma + \varphi_1)}.$$

Таким образом, полученные уравнения дают возможность вычислить время, в течение которого происходит движение частицы в запыленной среде, инерционный пробег, а также относительную скорость движения частицы в любой точке от начала входа ее в запыленную среду. Так, например, преобразовав уравнение (4.37), получим

$$v_t = v_0 \exp\left(-\frac{1{,}5Ll_t}{\rho_ч d_ч}\right) + \theta\left[1 - \exp\left(-\frac{1{,}5Ll_t}{\rho_ч d_ч}\right)\right]. \tag{4.55}$$

Анализ полученных уравнений показывает, что запыленность среды приводит к существенному изменению закономерностей движения частицы, в частности к уменьшению выбега и других динамических параметров.

4.4. ВЗАИМОДЕЙСТВИЕ ЧАСТИЦЫ АЭРОЗОЛЯ В ПОТОКЕ С ДРУГИМИ ТЕЛАМИ

В математическом плане к рассмотренным выше вопросам примыкает анализ взаимодействия частицы с движущимися в газовом потоке телами, например водяными каплями. Хотя при таком взаимодействии проявляются эффекты криволинейного движения, сущность процесса мало отличается по математической постановке от уже решенных задач.

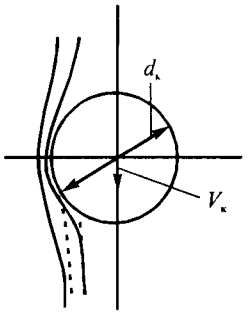


Рис. 4.5. Схема движения капли

Итак, рассмотрим ситуацию, когда крупная капля диаметром $d_к$ опускается под действием силы тяжести или по другим причинам со скоростью $v_к$ в неподвижном аэрозоле, содержащем частицы диаметром $d_ч$, причем $d_ч << d_к$. Так как скорость седиментации $v_s = gt_р = \rho_ч d_ч^2 g/(18\mu_г)$ пропорциональна квадрату диаметра, то $v_к >> v_ч$, т.е. капля будет проходить как бы мимо неподвижных частиц.

При падении капли происходит деформация газовой фазы: она раздвигается каплей и как бы обтекает последнюю (рис. 4.5). Частицы аэрозоля, взвешенные в газе, также приобретают горизонтальное (поперечное) перемещение, отличающееся в общем случае от перемещений объемов газа.

Физически и математически рассматриваемая ситуация эквивалентна задаче обтекания неподвижной капли потоком газа, имеющим на бесконечности скорость $v_к$. Поэтому уравнение движения частицы аэрозоля при условии выполнения закона Стокса (включая поправку Каннингема – Милликена) можно записать в виде

$$m_ч \frac{d\vec{v}_ч}{d\tau} = (m_ч - m_г)\vec{g} - \frac{3\pi\mu_г d_ч}{C_К}(\vec{v}_ч - \vec{v}_г)$$

или

$$\rho_ч \frac{\pi d_ч^3}{6} \frac{d^2\vec{R}}{d\tau^2} = \rho_ч \frac{\pi d_ч^3}{6}\left(1-\frac{\rho_г}{\rho_ч}\right)\vec{g} - \frac{3\pi\mu_г d_ч}{C_К}\left(\frac{d\vec{R}}{d\tau} - \vec{v}_г\right). \qquad (4.56)$$

Здесь $\vec{R}$ — радиус-вектор частицы.

Приведем уравнение (4.56) к безразмерному виду. Для этого в качестве масштабных величин выберем модуль скорости газа вдали от обтекаемого тела (в данном случае это $v_к$) и радиус капли $d_к/2$ (начало координат лежит в центре сферы). Введем безразмерные величины: радиус-вектор частицы $\vec{\rho} = \vec{R}/(d_к/2)$; скорость газа $\vec{v}_0 = \vec{v}_г / v_к$; время $t = \tau/\tau_0 = 2\tau v_к/d_к$.

Тогда вместо (4.56) получим

$$\rho_ч \frac{\pi d_ч^3}{6} \frac{d_к}{2} \frac{4v_к^2}{d_к^2} \frac{d^2\vec{\rho}}{dt^2} = \rho_ч \frac{\pi d_ч^3}{6}\left(1-\frac{\rho_г}{\rho_ч}\right)\vec{g} - \frac{3\pi\mu_г d_ч}{C_К}\left(\frac{d_к}{2}\frac{2v_к}{d_к}\frac{d\vec{\rho}}{dt} - v_к\vec{v}_0\right),$$

или после деления всего выражения на $3\pi\mu_г d_ч v_к/C_К$ получим

$$2\frac{\rho_ч d_ч^2 v_к C_К}{18\mu_г d_к}\cdot\frac{d^2\vec{\rho}}{dt^2} + \frac{d\vec{\rho}}{dt} = \vec{v}_0 + \frac{\rho_ч d_ч^2 v_к C_К}{18\mu_г d_к}\cdot\frac{g d_к}{v_к^2}\left(1-\frac{\rho_г}{\rho_ч}\right)\vec{k},$$

где единичный вектор $\vec{k}$ равен $\vec{k} = \vec{g}/g$.

Комплекс $v_к^2/(gd_к)$ = Fr называют *числом Фруда*. Он представляет собой отношение сил инерции к силам тяжести. Второй комплекс

$$\mathrm{Stk} = \frac{\rho_ч d_ч^2 v_к C_К}{18\mu_г d_к} \qquad (4.57)$$

называется *числом Стокса* и характеризует отношение сил инерции частицы к силе сопротивления среды. Если учесть, что время релаксации частицы определяется выражением $t_р = \rho_ч d_ч^2/(18\mu_г)$, то произведение $v_к t_р$ можно интерпретировать как расстояние $l_ч$, проходимое частицей с начальной скоростью $v_к$ при отсутствии внешних сил до остановки. Следовательно, альтернативным определением физического смысла числа Стокса будет отношение двух характерных размеров системы: инерционного пробега (или выбега) частицы $l_ч$ и диаметра препятствия $d_к$

$$\mathrm{Stk} = t_р v_к/d_к = l_ч/d_к. \qquad (4.57а)$$

Таким образом, безразмерная форма уравнения (4.56) имеет вид

$$2\mathrm{Stk}\frac{d^2\vec{\rho}}{dt^2} + \frac{d\vec{\rho}}{dt} = \vec{v}_0 + \frac{24\mathrm{Stk}}{C_D\,\mathrm{Re}_ч\,\mathrm{Fr}}\left(1-\frac{\rho_г}{\rho_ч}\right)\vec{k}. \qquad (4.56а)$$

Если движение частицы осуществляется в области, где закон Стокса неприменим, то точно таким же путем из общего уравнения движения получим

$$\frac{48\mathrm{Stk}}{C_D\,\mathrm{Re}_ч}\frac{d^2\vec{\rho}}{dt^2} + \frac{d\vec{\rho}}{dt} = \vec{v}_0 + \frac{24\mathrm{Stk}}{C_D\,\mathrm{Re}_ч\,\mathrm{Fr}}\left(1-\frac{\rho_г}{\rho_ч}\right)\vec{k}. \qquad (4.56б)$$

Нетрудно заметить, что число Стокса является единственным числом подобия, определяющим вероятность столкновения частицы с препятствием. По этой причине его называют числом подобия инерционного осаждения, понимая под последним явление столкновения частицы с препятствием. Это означает, что уравнения (4.56а) и (4.56б) применимы ко всем геометрически подобным системам с одинаковым значением Re; в этом случае подобие конфигураций линий тока будет соблюдена вне зависимости от различий скоростей движения.

Из этих соображений следует, что при $Stk \to \infty$ (у частиц с бесконечно малой массой) $dp/dt \to v_0$, т.е. частица точно следует по линии тока, огибая препятствие и не соприкасаясь с ним. Следовательно, существует определенное минимальное, так называемое критическое, значение числа Стокса $Stk_{кр}$, при котором инерция частицы оказывается достаточной, чтобы преодолеть увлечение ее газовым потоком, и она достигает поверхности препятствия. Таким образом, захват частицы препятствием возможен лишь при условии $Stk > Stk_{кр}$.

4.4.1. ИНЕРЦИОННОЕ ОСАЖДЕНИЕ ЧАСТИЦ АЭРОЗОЛЯ НА ТЕЛАХ ПРОСТОЙ ФОРМЫ

Как видно из уравнений (4.56), основным параметром, определяющим траекторию движения частицы, является скорость газа v_0. Поэтому закономерности инерционного осаждения существенно зависят от режима течения, т.е. от числа Рейнольдса частицы. Если $Re_ч$ очень мало, то имеем место вязкое обтекание препятствия, при котором поле скоростей газа можно описать безразмерными выражениями приведенными ниже (рис. 4.6).

Обтекание бесконечно длинного круглого цилиндра вязкой жидкостью при малых числах $Re_ч$

$$v_{0x} = \frac{\ln\rho - 0{,}5(1 - 1/\rho^2)\cos 2\theta}{2{,}002 - \ln \mathrm{Re}}; \tag{4.58}$$

$$v_{0y} = -\frac{0{,}5(1 - 1/\rho^2)\sin 2\theta}{2{,}002 - \ln \mathrm{Re}}. \tag{4.58а}$$

Обтекание шара вязкой жидкостью при малых числах Re

$$v_{0x} = 1 - \frac{3}{4\rho}(1 + \cos^2\theta) - \frac{1}{4\rho^3}(1 - 3\cos^2\theta); \tag{4.59}$$

$$v_{0y} = -\frac{3}{8} \cdot \frac{\sin 2\theta}{\rho}\left(1 - \frac{1}{\rho^2}\right). \tag{4.59а}$$

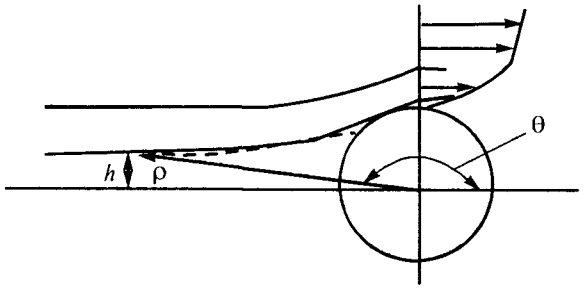


Рис. 4.6. К схеме вязкого обтекания

Используя теперь уравнения (4.56а) и (4.59) [или (4.56б)], можно рассчитать все траектории частицы, которые заканчиваются на поверхности препятствия. По определению, коэффициентом захвата или эффективностью захвата называют отношение расстояния по вертикали до линии тока на бесконечном удалении от препятствия, с которой частица аэрозоля еще попадает на поверхность препятствия. В соответствии с параметрами рис. 4.6 под это определение подпадает отношение $\eta_з = h/(d_к/2) = 2h/d_к$. Ленгмюр и Блоджетт получили следующую аппроксимирующую формулу:

$$\eta_з^{в} = \left[1 + \frac{0{,}75\ln(4\mathrm{Stk})}{2\mathrm{Stk} - 1{,}214}\right]^{-2}. \tag{4.60}$$

При этом $\mathrm{Stk}_{кр} = 0{,}607$.

По мере увеличения скорости газа (числа Рейнольдса) толщина пограничного слоя уменьшается; режим движения все более приближается к развитому турбулентному течению. В этом случае более точные результаты по расчету движения частиц аэрозоля дает приближение потенциального течения (рис. 4.7).

В случае справедливости этого режима течения профили скорости у поверхности препятствия определяются выражениями:
при обтекании бесконечно длинного цилиндра

$$v_{0x} = 1 - \frac{\cos 2\theta}{\rho^2}; \tag{4.61}$$

$$v_{0y} = -\frac{\sin 2\theta}{\rho^2}. \tag{4.61а}$$

При обтекании шара

$$v_{0x} = 1 + \frac{1 - 3\cos^2\theta}{2\rho^3}; \tag{4.62}$$

$$v_{0y} = -\frac{3}{4} \cdot \frac{\sin 2\theta}{\rho^3}. \tag{4.62а}$$

Использование этих выражений совместно с уравнением движения частицы приводит к соотношению

$$\eta_з^{п} = \frac{\mathrm{Stk}^2}{(\mathrm{Stk} + 0{,}125)^2}. \tag{4.60а}$$

Здесь $\mathrm{Stk}_{кр} = 0{,}0417$.

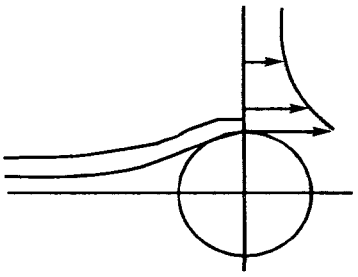


Рис. 4.7. Профиль скорости газа при потенциальном обтекании

Ленгмюр показал, что для переходных режимов течения коэффициент захвата можно вычислить, скомбинировав коэффициенты захвата для вязкого и потенциального течений при помощи эмпирической формулы

$$\eta_з = \frac{\eta_з^в + \eta_з^п \,\mathrm{Re}/60}{1 + \mathrm{Re}/60}. \qquad (4.60б)$$

Сопоставление результатов расчетов по вышеприведенным формулам с имеющимися экспериментальными данными показало, что наиболее точной является формула Ленгмюра и Блоджетта. С точки зрения метода наименьших квадратов в "облаке" экспериментальных данных хорошо "проходит" кривая, построенная по формуле Ландаля для случая обтекания цилиндра при Re = 10:

$$\eta_з = \mathrm{Stk}^3/(\mathrm{Stk}^3 + 0{,}77\ \mathrm{Stk}^2 + 0{,}22).$$

Упомянутые зависимости без точек экспериментальных данных показаны на рис. 4.8.

Необходимо отметить, что хотя с увеличением размера обтекаемого тела $\eta_з$ уменьшается (число Стокса падает), общее количество осадков на теле при этом растет. Это видно из того, что кривые $\eta_з = f(\mathrm{Stk})$ всегда вогнуты к оси абсцисс, поэтому $\eta_з/\mathrm{Stk}$, а следовательно, и $\eta_з(d_к/2)$ уменьшаются с ростом Stk.

Для случая потенциального обтекания тел различной формы критическое значение числа Стокса можно найти на основе подхода, разработанного Л. Левиным. Сущность его состоит в следующем.

Известно, что при потенциальном обтекании тела скорость течения в окрестности передней критической точки (точки застоя) может быть приближенно описана соотношением

$$v_{0x} = -ax, \qquad (4.63)$$

если начало координат поместить в точке застоя. Так, например, при обтекании круглого цилиндра скорость течения на центральной линии тока ($\theta = \pi$) согласно (4.59) равна $1 - 1/\rho^2$, или в новой системе координат $x \approx 1 - \rho$

$$U_x = 1 - \frac{1}{(1-x)^2} \approx -2x, \qquad (4.64)$$

т.е. $a = 2$. Дифференциальное уравнение движения частицы по центральной линии тока имеет вид

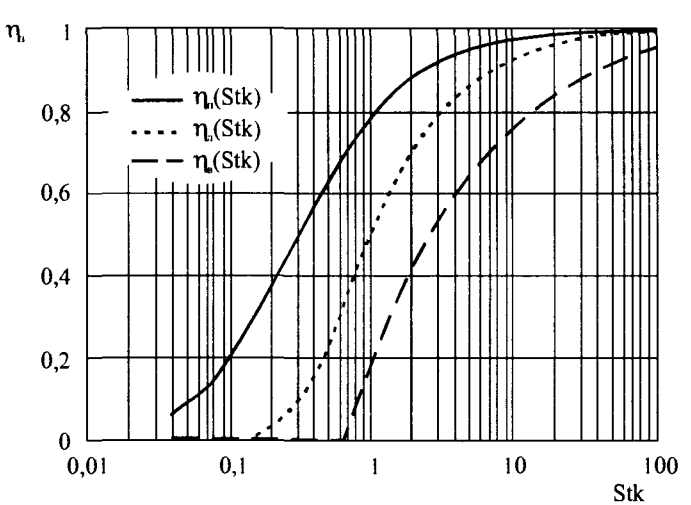


Рис. 4.8. Зависимость коэффициента захвата частицы от числа Стокса. Здесь индексы обозначают соответственно "потенциальное" движение, "ламинарное" и "вязкостное"

$$2\mathrm{Stk}\frac{d^2x}{dt^2}+\frac{dx}{dt}-v_{0x}\equiv 2\mathrm{Stk}\frac{d^2x}{dt^2}+\frac{dx}{dt}+ax=0. \tag{4.65}$$

Корни соответствующего характеристического уравнения $2\,\mathrm{Stk}\,\lambda^2+\lambda+a=0$ при $1-8\,\mathrm{Stk}\,a<0$ будут комплексно-сопряженными: $\lambda=\alpha\pm i\beta$, и решение уравнения (4.65) будет иметь следующий вид:

$$x=\exp(\alpha t)[A\cos(\beta t)+B\sin(\beta t)].$$

Так как уравнение $A\cos(\beta t)+B\cdot\sin(\beta t)=0$ имеет конечные корни при любых конечных значениях A и B (точки пересечения $A\cos(\beta t)$ и $-B\sin(\beta t)$), то в случае $1-8\,\mathrm{Stk}\,a<0$ или $\mathrm{Stk}>1/(8a)$, как показал Л. Левин, частицы могут достигнуть точки застоя лишь за бесконечно большое время. Отсюда для критического значения числа Стокса получаем

$$\mathrm{Stk}_{кр}=1/(8a), \tag{4.66}$$

в частности для цилиндра $\mathrm{Stk}_{кр}=1/16$ в согласии с вычислениями Ленгмюра и Блоджетта. Таким образом, задача отыскания критического значения числа Стокса сводится к получению коэффициента первого слагаемого локального решения задачи потенциального течения вблизи точки застоя (см. выражение (4.63)). Ниже в качестве иллюстрации возможностей такого решения приведены значения $\mathrm{Stk}_{кр}$ при обтекании некоторых тел простой формы. В оригинальной работе Л. Левина можно найти более подробные данные:

Обтекемое тело	$\mathrm{Stk}_{кр}$
Бесконечно длиная полоска шириной $2R$:	
без отрыва от потока	1/8
с отрывом от потока	$2/(\pi+4)$
Эллиптический цилиндр	
с отношением большой и малой осей, равным χ	$1/[8(1+\chi)]$
Круглый цилиндр	1/16
Шар	1/24
Круглый диск	$\pi/32$

Отметим, что для случая вязкого обтекания препятствия описанный выше метод установления критического значения числа Стокса неприменим.

Глава 5.
КИНЕТИКА ЧАСТИЦ (КРИВОЛИНЕЙНОЕ ДВИЖЕНИЕ)

При перемещении аэрозолей в воздушном потоке изменение направления приводит к увеличению сил, ускоряющих движение частиц. Закручивание потока вызывает смещение частицы от оси вращения, а быстрое изменение направления течения перед каким-либо предметом может привести к столкновению частицы с ним. Эта один из основных механизмов, благодаря которому в природе частицы удаляются из атмосферы. Такие пробоотборные и очистные устройства, как импакторы, импинджеры, циклоны и аэрозольные центрифуги, основаны на использовании центробежной силы, действующей на частицу.

Величина ускоряющей силы, воздействующей на частицу при криволинейном движении зависит от импульса-частицы. Чем больше импульс частицы, тем сильнее смещение. Импульс частицы зависит от ее массы и скорости. Тяжелые частицы будут больше отклоняться от линии тока, чем легкие. При одинаковой массе смещение будет увеличиваться с ростом скорости. Если частица движется по окружности радиусом r с угловой скоростью $\omega = 2\pi n$, то ее радиальное ускорение составляет

$$a_r = \omega^2 r \tag{5.1}$$

и тангенциальная скорость равна

$$v_{чт} = \omega r. \tag{5.2}$$

Если частица движется в воздухе (при малых числах Re), то среда будет оказывать ей сопротивление с силой, определяемой законом Стокса. Приравнивая силу радиального ускорения силе сопротивления, получим

$$F_r = F_c, \quad m_ч a_г = 3\pi\mu_г d_ч v_{чR}/C_К. \tag{5.3}$$

Считая частицу сферической, найдем выражение для радиальной скорости

$$v_{чR} = \frac{(\pi d_ч^3/6)\rho_ч \omega^2 r C_К}{3\pi\mu_г d_ч}, \tag{5.4}$$

или

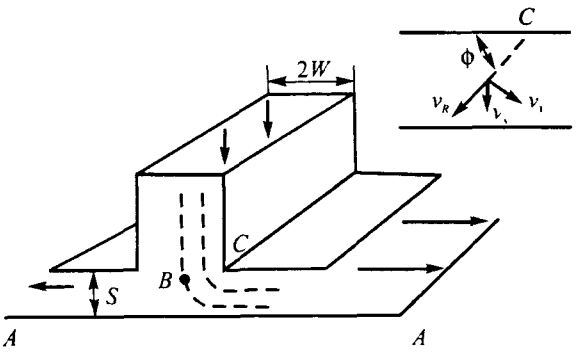
$$v_{чR} = v_{чт}^2 t_р'/r, \tag{5.5}$$

где $t_р' = t_р C_К = \rho_ч d_ч^2 C_К/(18\mu_г)$.

5.1. ИМПАКЦИЯ ЧАСТИЦ

Когда воздушный поток, содержащий аэрозоль, неожиданно изменяет направление, частицы вследствие инерции стремятся продолжить движение в прежнем направлении. Если изменение направления вызвано предметом, оказавшимся в потоке, частицы, обладающие значительным импульсом, будут соударяться с ним. Этот процесс получил название импакции. Он является одним из важнейших механизмов удаления частиц за счет соударений и широко применяется для очистки воз-

Рис. 5.1. К выводу уравиеиия импакции



духа и пробоотбора аэрозолей. Процесс импакции можно описать, используя уравнение движения частицы, если выбрать соответствующим образом поле скоростей газа. При этом часто требуется делать некоторые допущения. Как и в любой теории, некоторые из них являются существенными.

Простейшая модель импакции показана на рис. 5.1.

Воздух поступает со скоростью u через длинную щель шириной $2W$. Плоскость $A - A$ расположена нормально к исходному направлению потока на расстоянии S от края щели. При таком расположении плоскости воздух, поступающий из щели, прежде чем начнет свободно растекаться, должен изменить направление на 90 °. Частицы, которые "не впишутся" в такой поворот, будут соударяться с поверхностью $A - A$ и оставаться на ней. В первом приближении можно считать, что линии тока воздуха, выходящего через щель, являются дугами окружностей с центром в точке C, и что $S = W$. Тогда тангенциальная скорость частицы в точке B равна $v_{чт} = u$, а радиальная составляет

$$v_{чR} = dr / d\tau = v_{чт}^2 t_р' / r. \tag{5.6}$$

За время $d\tau$ частица сместится в направлении плоскости $A - A$ на расстояние

$$ds = (u^2/r)\, t_р' \sin\varphi\, d\tau. \tag{5.7}$$

Здесь φ — угол между линией BC и плоскостью перпендикулярной воздушному потоку в щели, который проходит через точку C.

Поскольку линии тока после выхода из щели изменяют свое направление и становятся параллельными этой плоскости, угол φ изменяется от 0 до 90 °. Скорость изменения угла можно записать в виде

$$d\varphi = (v_{чт}/r)\, d\tau. \tag{5.8}$$

Пройдя по дуге окружности полные 90°, частица сместится с линии тока на расстояние

$$\delta = \int_0^{\pi/2} \omega r \sin\varphi d\varphi = u t_р'. \tag{5.9}$$

Частица будет смещаться с линии тока до тех пор, пока не потеряет всю свою первоначальную скорость в том направлении, которое она имела на входе в щель (т.е. δ — это расстояние торможения). Поскольку все частицы, находящиеся на расстоянии δ от левого края щели, будут сталкиваться с плоскостью $A - A$ и оседать на ней, максимальная эффективность импактора составляет

$$\eta = \delta / W = u\, t_р' / S. \tag{5.10}$$

Естественно, это только грубая аппроксимация расчета эффективности импактора, поскольку реальные поля скоростей более сложные, с конфигурацией, изменяющейся в зависимости от числа

Рейнольдса в щели. В общем случае $S \neq W$. Этот пример приведен как иллюстрация того, насколько эффективной может быть конфигурация импактора. Результаты расчета близки к экспериментальным данным, если $\eta \approx 1$, но согласие быстро ухудшается при $\eta < 0{,}7$.

Интересно отметить, что параметр $ut_р'/S$ или аналогичный ему $ut_р'/W$ по физическому смыслу соответствуют числу Стокса. В самом деле

$$\frac{ut_р'}{W} = \frac{\rho_ч d_ч^2 C_К u}{18\mu_г W} = \mathrm{Stk}_и.$$

Поэтому обычно на практике эффективность импактора выражают как функцию $(\mathrm{Stk})^{1/2}$, так как эта величина пропорциональна $d_ч$.

Тщательный анализ полей скоростей в импакторе показывает, что существует значение числа Стокса, ниже которого импакция не происходит. Для щелевых импакторов $\mathrm{Stk}_{кр} = 1/4$, для импакторов с круглым отверстием — $\mathrm{Stk}_{кр} = 1/8$.

5.2. ХАРАКТЕРИСТИКИ ИМПАКТОРОВ

Характеристики импакторов зависят от ряда факторов, в том числе от расстояния между срезом сопла и подложкой, формы сопла, направления потока, числа Рейнольдса, рассчитанного как для сопла, так и для частицы. Не менее важна вероятность "прилипания" частицы к подложке, а также осаждение частиц на стенках импакторов. Такое многообразие характеристик импакторов сильно затрудняет попытки рассчитать их теоретически. Для цилиндрического сопла числа Рейнольдса находят из формулы $\mathrm{Re} = du/(\mu_г/\rho_г)$, где d — диаметр сопла, u — скорость в сопле. Если поток Q выразить в см^3/с, то получим

$$\mathrm{Re} = 4Q/(\pi d(\mu_г/\rho_г)) \tag{5.11}$$

Для щелевого сопла используется концепция "смоченного периметра", т.е. отверстие, рассматриваемое при расчете числа Рейнольдса, находят из соотношения d = 4·(площадь поперечного сечения)/(периметр). Для прямоугольника длиной L и шириной $2W$ получим $d = 4WL/(2W + L)$. Если $L >> W$, то имеем

$$\mathrm{Re} = 2Q/(\pi W(\mu_г/\rho_г)). \tag{5.12}$$

Для хорошо сконструированного импактора типичная зависимость эффективности захвата частицы аэрозоля от $(\mathrm{Stk})^{1/2}$ имеет вид, представленный на рис. 5.2.

На практике зависимость имеет несколько иную форму. В идеальном случае для всех таких зависимостей должно существовать единственное значение $(\mathrm{Stk})^{1/2}$, т.е ступенеобразная форма кривой при разделении частиц по размерам. Все частицы, размер которых превышает определенную величину, должны улавливаться, а остальные — проскальзывать. На самом деле происходит улавливание с различными эффективностями частиц, размеры которых расположены в некотором интервале. По-



Рис. 5.2. Типичная кривая эффективиости одиой ступени импактора

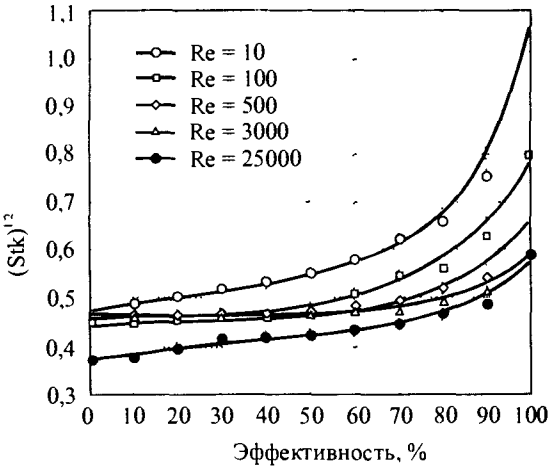


Рис. 5.3. Эффективность импактора с круглым соплом

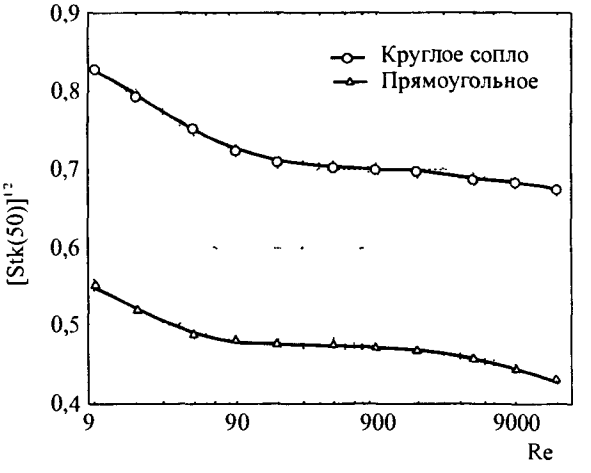


Рис. 5.4. Зависимость эффективности импактора от числа Рейнольдса и геометрии сопла

этому для характеристики импакторов обычно используют показатель 50 %-ной эффективности захвата частиц определенного размера.

На рис. 5.3 представлены некоторые данные расчета теоретической эффективности импактора с круглым соплом, для различных чисел Рейнольдса. В общем случае принято считать, что эффективность импактора мало чувствительна к числам Рейнольдса в интервале $500 < \mathrm{Re} < 25000$ и практически не зависит от отношений S/W и T/W, исключая малые значения S/W (здесь T — длина горловины сопла).

Теоретические характеристики импактора могут быть представлены для эффективности 50 %. Пример таких характеристик приведен на рис. 5.4 для некоторых значений S/W и T/W. Величины d_{50} для импактора с прямоугольным соплом длиной L и шириной $2W$ задаются уравнением

$$d_{50} = \sqrt{\mathrm{Stk}} \sqrt{\frac{36\mu_г L}{C_К \rho_ч Q}} W, \tag{5.13}$$

и для импакторов с круглым соплом диаметром d — уравнением

$$d_{50} = \sqrt{\mathrm{Stk}} \sqrt{\frac{9\pi\mu_г d^3}{4C_К \rho_ч Q}}. \tag{5.14}$$

5.3. ЦЕНТРИФУГИРОВАНИЕ ЧАСТИЦ

Выше упоминалось, что в неподвижном воздухе скорости оседания частиц невелики, особенно если их диаметр меньше 1 мкм. Одним из путей удаления таких частиц из воздуха — воздействие больших центробежных сил. Если аэрозольная частица попадает в закрученный поток, она, согласно уравнению (5.1), получает центробежное ускорение. Оно в какой-то мере подобно ускорению силы тяжести. Однако центробежные ускорения могут в несколько раз превышать ускорение силы тяжести.

На практике достижимы большие центробежные ускорения, благодаря которым можно удалять из воздуха даже очень мелкие частицы. В аэрозольной центрифуге частицы движутся по спираль-

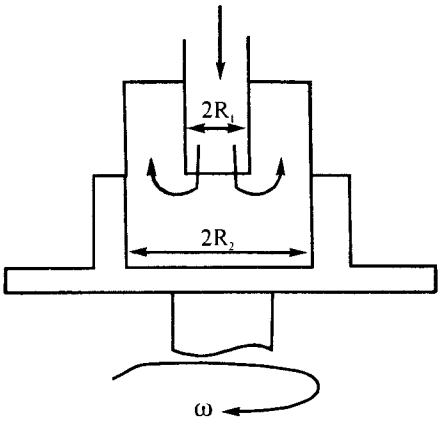


Рис. 5.5. Аэрозольная центрифуга

ным траекториям, пока не столкнутся с внешней стенкой. Расстояние, пройденное частицей до места осаждения, характеризует ее размер. Это вытекает из следующего.

Рассмотрим центрифугу с внутренним радиусом R_1 и внешним R_2 (рис. 5.5). Частица, попадая в центрифугу в зоне R_1, проходит кольцевое пространство и оседает в какой-то точке зоны R_2. Радиальную скорость частицы можно найти из уравнения (5.4):

$$v_{чR} = t_p \omega^2 / r$$

или

$$dr/d\tau = t_p \omega^2 / r. \qquad (5.15)$$

Тангенциальная скорость частицы будет равна скорости воздушного потока в центрифуге, т.е. $v_т(r) = \omega r$, причем в соответствии с решением задачи движения газа во вращающемся кольцевом зазоре (см., например, Л. Д. Ландау и И. М. Лифшиц "Механика сплошных сред") эта скорость определяется выражением

$$v_т(r) = \frac{2\bar{v}[R_1^2 \ln(R_2/r) - R_2^2 \ln(R_1/r) - r^2 \ln(R_2/R_1)]}{(R_1^2 + R_2^2)\ln(R_2/R_1) + R_1^2 - R_2^2}, \qquad (5.16)$$

где $\bar{v}$ — среднерасходная скорость, равная

$$\bar{v} = \frac{Q}{F} = \frac{Q}{\pi(R_2^2 - R_1^2)}.$$

Принимая, что скорость частицы параллельно оси стакана центрифуги совпадает со скоростью воздуха, т.е. что

$$dx/d\tau = v(r), \qquad (5.17)$$

и исключая $d\tau$ из (5.15), получаем дифференциальное уравнение траектории частицы в плоскости, проходящей через ось стакана и вращающейся вместе с ним,

$$dx = \frac{v(r)dr}{\omega^2 t_p r}. \qquad (5.18)$$

Отсюда для высоты стакана, необходимой для осаждения частиц данного размера, получаем выражение

$$H = L = \frac{1}{\omega^2 t_p}\int_{R_1}^{R_2} \frac{v(r)}{r} dr = \frac{v \ln(R_2/R_1)[(R_1^2 + R_2^2)\ln(R_2/R_1) + R_1^2 - R_2^2]}{\omega^2 t_p [(R_1^2 + R_2^2)\ln(R_2/R_1) + R_1^2 - R_2^2]} = v\frac{\ln(R_2/R_1)}{\omega^2 t_p}. \qquad (5.18а)$$

Интересно отметить, что точно такое же выражение мы получили бы при условии постоянства скорости воздуха в поперечном сечении стакана.

Аэрозольные центрифуги полезны в лабораторных исследованиях, но имеют ограниченное применение для очистки воздуха. Если центрифуга работает так, что аэрозоль попадает в зону вращения только в одной точке, то такой прибор часто называют аэрозольным спектрометром.

5.4. ЦИКЛОНЫ

Точной теории для расчета циклона все еще нет. Загрязненный воздух (или газ) вводится в циклон тангенциально через верхнюю часть цилиндра (рис. 5.6), чтобы он сделал несколько оборотов внутри него, прежде чем покинет аппарат через патрубок, расположенный в центре. Во время движения воздуха по спирали частицы аэрозоля получают ускорение в направлении стенок цилиндра. При столкновении с поверхностью циклона частицы либо остаются на ней (частицы малой массы), либо осыпаются (частицы большой массы) на дно аппарата в коллектор пыли.

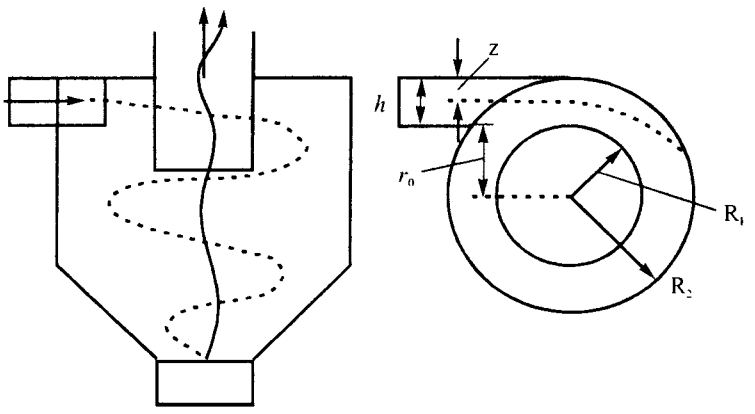


Рис. 5.6. Схема циклона

В общепринятой теории циклона делается ряд упрощений. Принимается, что движение во внешней спирали ламинарное (что при больших скоростях в циклонах, безусловно, неверно) и тангенциальная скорость газа может быть выражена формулой $v(r) = b/r^s$, где для показателя s различные авторы принимают значения от –1 до +1. Далее, обычно пренебрегают движением газа от периферии к оси циклона (стоком), не принимают во внимание возможности отрыва осадившихся частиц потоком газа, не учитывают оседания в конической части циклона, выбрасывания частиц из внутренней спирали в наружную и многих других происходящих в циклонах явлений.

У оси циклона образуется вихревой шнур, вращающийся как твердое тело. В том часто встречающемся случае, когда ширина подводящей трубы h равна ширине кольцеобразного пространства между выхлопной трубой и стенками циклона $R_2 - R_1$, распределение тангенциальных скоростей ниже выхлопной трубы в наружной спирали может быть довольно точно выражено формулой

$$v(r) = \frac{v_0}{2}\sqrt{\frac{R_2}{r}}. \qquad (5.19)$$

где v_0 — скорость газа в подводящей трубе. Для идеальной жидкости $v(r) = b/r$. Для реальной жидкости за счет турбулентности потока степень при r снижается до 0,5.

В кольцеобразном пространстве между выхлопной трубой и стенками цилиндра при $h = R_2 - R_1$ распределение тангенциальных скоростей может быть, грубо говоря, представлено в виде

$$v(r) = v_0 r/(1{,}2R_2). \qquad (5.20)$$

Если $h/(R_2 - R_1) \neq 1$, то (5.19) и (5.20) нужно умножить на это отношение.

Рассчитаем движение частицы в циклоне, исходя из (5.19):

$$\frac{dr}{d\tau} = \frac{v^2(r)m_ч B}{r} = \frac{v_0^2 R_2 t_р}{4r^2}, \qquad (5.21)$$

где, как и ранее, B — подвижность частицы: $B = 1/(3\pi\mu_г d_ч)$. Из (5.21) находим

$$d\tau = \frac{4r^2 dr}{v_0^2 R_2 t_р}. \tag{5.22}$$

Обозначим $r_0 = R_2 - h$ (см. рис. 5.6). Тогда, согласно (5.22), все частицы данного размера достигнут стенки за время

$$\tau = \frac{4}{v_0^2 R_2 t_р}\int_{r_0}^{R_2} r^2 dr = \frac{4(R_2^3 - r_0^3)}{3v_0^2 R_2 t_р}. \tag{5.23}$$

Но для этого же времени можно записать, пренебрегая различием между длиной витка спирали и ее проекцией на перпендикулярную к оси циклона плоскость:

$$\tau = \frac{2\pi r_m}{v(r_m)} = \frac{2\pi s\sqrt{r_m^3}}{v_0\sqrt{R_2}}, \tag{5.24}$$

где s — число оборотов внешней спирали в цилиндрической части циклона, а r_m — некоторое среднее значение r ($r_0 < r_m < R_2$). Приравняв правые части (5.23) и (5.24) и заменив $t_р$ его значением $\rho_ч d_ч^2/(18\mu_г)$, получим следующее выражение для минимального диаметра частиц, полностью оседающих в циклоне:

$$d_{min} = \sqrt{\frac{6\mu_г(R_2^3 - r_0^3)}{\pi\rho_ч s v_0\sqrt{R_2 r_m^3}}}. \tag{5.25}$$

Для упрощения этой формулы учтем, что

$$R_2^3 - r_0^3 = (R_2 - r_0)(R_2^2 + R_2 r_0 + r_0^2) = h(R_2^2 + R_2 r_0 + r_0^2),$$

и заменим r_0 и r_m на R_2. Эта операция вполне допустима, так как, во-первых, обе эти величины все равно неизвестны и, во-вторых, погрешность от такого преобразования ничтожно мала по сравнению с погрешностью от неопределенности величины s. Тогда

$$\frac{h(R_2^2 + R_2 r_0 + r_0^2)}{\sqrt{R_2 r_m^3}} = \frac{3hR_2^2}{R_2^2} = 3h$$

и

$$d_{min} = 3\sqrt{\frac{2\mu_г h}{\pi\rho_ч s v_0}}. \tag{5.26}$$

Если исходить из формулы (5.21), то совершенно аналогично получим

$$d_{min} = 3\sqrt{\frac{1{,}2\ln(R_2/R_1)\mu_г R_2}{\pi\rho_ч s v_0}}. \qquad (5.27)$$

Практически обе формулы дают одинаковые значения d_{min}. Обычно берут h от $R_2/3$ до $R_2/2$. При $h = R_2/2$ из (5.26) имеем

$$d_{min} = 3\sqrt{\frac{\mu_г R_2}{\pi\rho_ч s v_0}}. \qquad (5.26а)$$

а из (5.27)

$$d_{min} = 3\sqrt{1{,}2\ln 2}\sqrt{\frac{\mu_г R_2}{\pi\rho_ч s v_0}}. \qquad (5.27а)$$

Численные коэффициенты в (5.26а) и (5.27а) равны 3,0 и 2,74. Незначительность этой разницы становится очевидной, если учесть, что s точно не известно и в зависимости от формы и высоты циклона принимается от 0,5 до 10 (чаще всего от 1 до 3).

Заменяя в (5.26) h на z, находим

$$z = \frac{\pi\rho_ч v_0 s d_ч^2}{18\mu_г} = \pi v_0 t_р s. \qquad (5.28)$$

Таким образом, z представляет собой максимальное расстояние от стенки, при котором частицы диаметром d_{min} осядут в циклоне. Если принять, что частицы аэрозоля равномерно распределены в подводящей трубе, то эффективность циклона для частиц данного размера приближенно будет выражаться следующим соотношением:

$$\eta = z/h = \pi v_0 t_р s/h = 2\pi s\mathrm{Stk}, \qquad (5.29)$$

где $\mathrm{Stk} = v_0 t_р/(h/2)$ — число Стокса для циклона. Это очень завышенная эффективность.

В полидисперсных аэрозолях из слоя dz, находящегося на расстоянии z от стенки, осядут все частицы с $d > d_{min}$. Масса этих частиц равна $b'R(d_{min})dz$, где b' — коэффициент пропорциональности, а $R(d)$ — интегральная функция массового распределения частиц по плюсу. Общая масса задержанных в циклоне частиц составляет

$$M = \int_0^h b'R(d_{min})dz,$$

а общая масса пропущенных через циклон частиц

$$M_0 = \int_0^h b'dz = b'h.$$

Таким образом,

$$\eta = \frac{M}{M_0} = \frac{1}{h}\int_0^h R\left(3\sqrt{\frac{\mu_г z}{\pi\rho_ч v_0 s}}\right)dz. \qquad (5.30)$$

Изложенная методика хорошо описывает физику процесса, но совершенно неудовлетворительна в математическом плане. Этим, собственно, и объясняется невысокая (относительно) эффективность работы существующих циклонов. Ни один из имеющихся в промышленности циклонов не работает в проектном режиме.

5.4.1. АНАЛИЗ ЗАКОНОМЕРНОСТЕЙ ДВИЖЕНИЯ ЧАСТИЦЫ В ЦИКЛОНЕ

Уточнить закономерности движения частицы в циклоне можно, рассмотрев строгое уравнение движения в цилиндрической системе координат в векторной форме. Имеем

$$m_ч\frac{d\vec{v}_ч}{d\tau} + m_ч\vec{\omega}\times(\vec{\omega}\times\vec{r}) + m_ч\left(\frac{d\vec{\omega}}{d\tau}\times\vec{r}\right) + 2m_ч(\vec{\omega}\times\vec{v}_ч) = \vec{F}_c + m_ч g\vec{G}, \qquad (5.31)$$

где $\vec{r}$ — радиус-вектор частицы; $\vec{\omega}$ — угловая скорость вращения; $\vec{F}_c$ — сила сопротивления среды; $m_ч\vec{\omega}\times(\vec{\omega}\times\vec{r})$ — центробежная сила; $m_ч\left(\frac{d\vec{\omega}}{d\tau}\times\vec{r}\right)$ — реакция частицы на тормозящее влияние среды; $2m_ч(\vec{\omega}\times\vec{v}_ч)$ — сила Кориолиса.

Если направить ось z вдоль оси циклона сверху вниз, то в соответствии с цилиндрической системой координат (рис. 5.7) можно записать:

$$\vec{r} = R\vec{e}_R + z\vec{e}_z; \quad \vec{v}_ч = v_{чR}\vec{e}_R + v_{чт}\vec{e}_\theta + v_{чz}\vec{e}_z.$$

где $\vec{e}_R, \vec{e}_\theta, \vec{e}_z$ — единичные векторы цилиндрической системы координат.

Газовый поток в циклоне движется как абсолютно твердое тело, т.е. он имеет лишь тангенциальную составляющую скорости. Будем в дальнейшем обозначать скорость газа через $\vec{u}$. Тогда можно записать: $\vec{u} = u_т\vec{e}_\theta$. Следовательно, угловая скорость газа по абсолютной величине будет равна $\omega_г = u_т/R$, а направлена она будет в ту сторону, откуда вращение будет выглядеть как вращение против стрелки часов (для схемы рис. 5.7 это будет сверху вниз — вдоль $\vec{e}_z$). Для частицы аналогично $\omega = u_{чθ}/R$. Тогда, например,

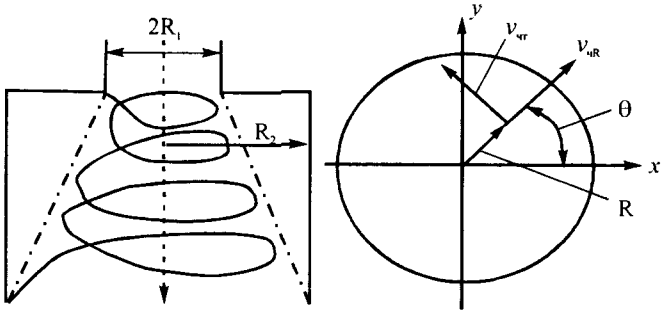


Рис. 5.7. Схема к выводу уравнений движения

$$\vec{\omega}\times\vec{v}_{ч} = \omega\vec{e}_z\times(v_{чR}\vec{e}_R + v_{чθ}\vec{e}_θ + v_{чz}\vec{e}_z) = \omega v_{чR}(\vec{e}_z\times\vec{e}_R) + \omega v_{чθ}(\vec{e}_z\times\vec{e}_θ) + \omega v_{чz}(\vec{e}_z\times\vec{e}_z).$$

Но $\vec{A}\times\vec{B} = AB\sin(\hat{\vec{A}\vec{B}})$, поэтому $\vec{e}_z\times\vec{e}_z = 0, \vec{e}_z\times\vec{e}_R = \vec{e}_θ, \vec{e}_z\times\vec{e}_θ = -\vec{e}_R$, т.е.

$$\vec{\omega}\times\vec{v}_{ч} = -\omega v_{чθ}\vec{e}_R + \omega v_{чR}\vec{e}_θ.$$

Иными словами, сила Кориолиса имеет составляющие лишь на оси R и θ.

Третье слагаемое левой части (5.31) для установившегося режима движения газа равно нулю. Что же касается центробежной силы, то

$$\vec{\omega}\times(\vec{\omega}\times\vec{r}) = \omega^2 R\cdot\vec{e}_R.$$

Для частицы в начале процесса движения в циклоне ω — переменная величина.

Наконец, для силы аэродинамического сопротивления в случае справедливости закона Стокса имеем

$$\vec{v}_{ч} - \vec{u} = v_{чR}\vec{e}_R + v_{чθ}\vec{e}_θ + v_{чz}\vec{e}_z - u_{т}\vec{e}_θ = v_{чR}\vec{e}_R + (v_{чθ} - u_{т})\vec{e}_θ + v_{чz}\vec{e}_z.$$

Нетрудно заметить, что проекция уравнения (5.31) на ось z полностью совпадает с уравнением оседания частицы в неподвижной среде и, следовательно, не вносит ничего нового. Что же касается остальных осей координат, то, учитывая полученные результаты, можно записать

$$\begin{cases} m_{ч}\dfrac{dv_{чR}}{d\tau} - m_{ч}\omega_{ч}^2 R - 2m_{ч}\omega_{ч}v_{чθ} = -3\pi\mu_{г}v_{чR}; \\ m_{ч}\dfrac{dv_{чθ}}{d\tau} + 2m_{ч}\omega_{ч}v_{чR} = -3\pi\mu_{г}d_{ч}(v_{чθ} - u). \end{cases} \qquad (5.32)$$

Учитывая связь компонентов скорости частицы с ее полярными координатами

$$v_{чR} = dR/d\tau \text{ и } v_{чθ} = R(d\theta/d\tau),$$

для траектории частицы в циклоне получим следующую систему уравнений:

$$\begin{cases} \dfrac{d^2R}{d\tau^2} - 3R\left(\dfrac{d\theta}{d\tau}\right)^2 + \dfrac{1}{t_{р}}\dfrac{dR}{d\tau} = 0; \\ R\dfrac{d^2\theta}{d\tau^2} + 3\dfrac{dR}{d\tau}\dfrac{d\theta}{d\tau} + \dfrac{1}{t_{р}}R\dfrac{d\theta}{d\tau} = \dfrac{b}{t_{р}R}. \end{cases} \qquad (5.33)$$

Система (5.33) легко решается численно на ПЭВМ. В качестве примера такого решения на рис. 5.8 представлена траектория движения частиц диаметром 20 мкм в циклоне с радиусом выхлопной трубы, равном 0,05 м, и радиусом корпуса — 0,5 м. Частицы вводятся при r = 0,1 м. Можно видеть, что перед тем, как столкнуться со стенкой циклона, частица совершает почти 3/4 оборота вокруг выхлопной трубы. При уменьшении размера частиц этот параметр возрастает. Это хорошо видно из рис. 5.9, на котором показана траектория движения в циклоне частицы диаметром 5 мкм.

Заметим, однако, что результаты подобных решений нельзя считать окончательными. Дело в том, что представленная выше формулировка задачи не учитывает отвода газов через выхлопную трубу

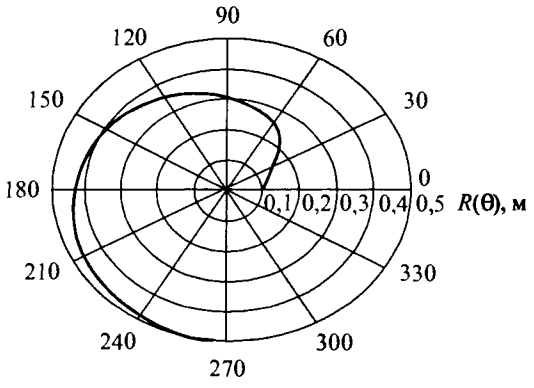


Рис. 5.8. Траектория частицы аэрозоля диаметром 20 мкм

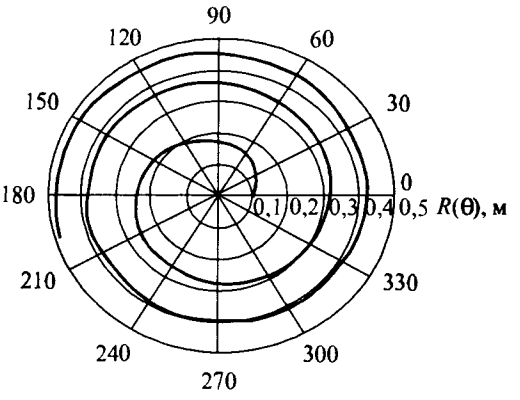


Рис. 5.9. Движение в циклоне частицы диаметром 5 мкм

циклона. Этот процесс называют радиальным стоком газа. В результате радиального стока действие центробежной силы на крупные частицы, идущие к наружной стенке, ослабляется, а вынос мелких частиц в центральную трубу увеличивается.

Математически влияние радиального стока проявляется в изменении первого уравнения системы (5.33), которое теперь принимает вид

$$\frac{d^2R}{d\tau^2}+\frac{1}{t_p}\frac{dR}{d\tau}-3R\left(\frac{d\theta}{d\tau}\right)^2+\frac{\Phi}{t_pR}=0,$$

где $\Phi = Q/(4\pi H)$, а Q — расход газа в циклоне, м³/с. Для тех же условий работы циклона, что и на рис. 5.9, отвод через центральную трубу 0,66 м³/с газа уменьшает радиальную скорость частицы и приводит к возрастанию длительности процесса ее приближения к наружной стенке. Это хорошо видно из данных рис. 5.10, на котором показано движение частицы аэрозоля диаметром 5 мкм при наличии радиального стока. Сопоставляя рис. 5.9 и 5.10, нетрудно сделать соответствующие заключения.

Попытаемся использовать полученные результаты для уточнения формулы, определяющей эффективность работы циклона. С этой целью выполним анализ второго уравнения системы (5.53), переписав его следующим образом:

$$\frac{d}{d\tau}\left(R^2\frac{d\theta}{d\tau}\right)+\frac{1}{t_p}\left(R^2\frac{d\theta}{d\tau}\right)=\frac{b}{t_p}-\frac{1}{R}\frac{dR}{d\tau}\left(R^2\frac{d\theta}{d\tau}\right). \qquad (5.34)$$

На первом этапе анализа пренебрежем вторым слагаемым правой части уравнения (5.34). Тогда это уравнение легко интегрируется

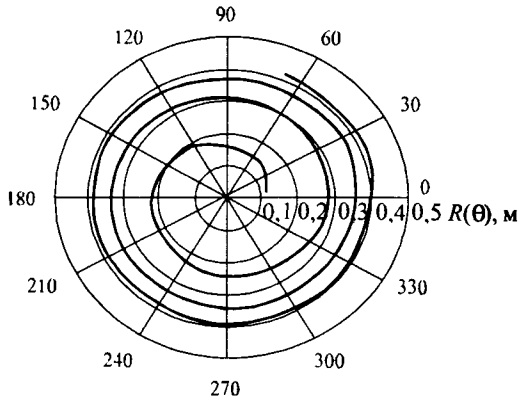


Рис. 5.10. К иллюстрации влияния радиального стока на движение частицы

$$R^2 \frac{d\theta}{d\tau} = R \cdot v_{\text{чθ}} = b + C_0 \exp(-\tau / t_\text{р}),$$

где C_0 — постоянная интегрирования. Если при $\tau = 0$ $R = R_0$, $v_{\text{чθ}} = v_0$, то $C_0 = v_0 R_0 - b$ и

$$v_{\text{чθ}}(\tau) = u + [v_0(R_0/R) - u]\exp(-\tau / t_\text{р}). \tag{5.35}$$

Легко видеть, что со временем (при $\tau \geq 7t_\text{р}$) тангенциальная скорость частицы действительно становится равной тангенциальной скорости газа.

Используя полученное решение, из первого уравнения системы (5.33) находим

$$\frac{d^2R}{d\tau^2} + \frac{1}{t_\text{р}} \frac{dR}{d\tau} - 3\frac{[b + (v_0 R_0 - b)\exp(-\tau / t_\text{р})]^2}{R^3} = 0$$

или при $\tau \geq t_\text{р}$

$$\frac{d^2R}{d\tau^2} + \frac{1}{t_\text{р}} \frac{dR}{d\tau} - 3\frac{b^2}{R^3} = 0. \tag{5.36}$$

Это *нелинейное уравнение Эдмена – Фаулера* не поддается аналитическому решению. Однако после несложных преобразований можно получить графическое решение; можно также получить и приближенное решение.

Учтем, что $v_{\text{ч}R} = dR/d\tau$ и, следовательно, $d\tau = dR/v_{\text{чг}}$. Тогда можно записать

$$\frac{dv_{\text{ч}R}}{dR} = \frac{3[b + (v_0 R_0 - b) \cdot \exp(-\tau / t_\text{р})]^2}{v_{\text{ч}R} R^3} - \frac{1}{t_\text{р}}. \tag{5.37}$$

В фазовой плоскости (R, $v_{\text{ч}R}$) это выражение представляет собой изменение углов наклона касательных к кривой $v_{\text{ч}R}$ в зависимости от R. Значение $dv_{\text{ч}R}/dR = 0$ соответствует максимуму $v_{\text{ч}R}$, причем

$$v_{\text{ч}R}^{\max} = 3\frac{t_\text{р}[b + (v_0 R_0 - b) \cdot \exp(-\tau / t_\text{р})]^2}{R^{*3}}, \tag{5.38}$$

где R^* — значение R, соответствующее $v_{\text{ч}R}^{\max}$. Для частиц, входящих в поворот со скоростью газа ($v_0 = b/R_0$), а также для очень мелких частиц [$\exp(-\tau/t_\text{р}) \to 0$)] имеем

$$v_{\text{ч}R}^{\max} = 3t_\text{р}\frac{b^2}{R^{*3}}. \tag{5.39}$$

Это кубическая парабола. Ее ветвь в пределах от R_1 до R_2 представлена на рис. 5.11 кривой $v(r)$. Кривая $v_{\text{ч}R}$ — это действительное распределение скорости.

Площадь между кривыми — это погрешность первого приближения. Можно видеть, что в подавляющем объеме циклона эта погрешность невелика.

Интересно отметить, что если в уравнении (5.36) отбросить первое слагаемое (вторую производную радиального перемещения) и заменить $dR/d\tau$ на $v_{\text{ч}R}$, то сразу получим выражение (5.39). Этот же

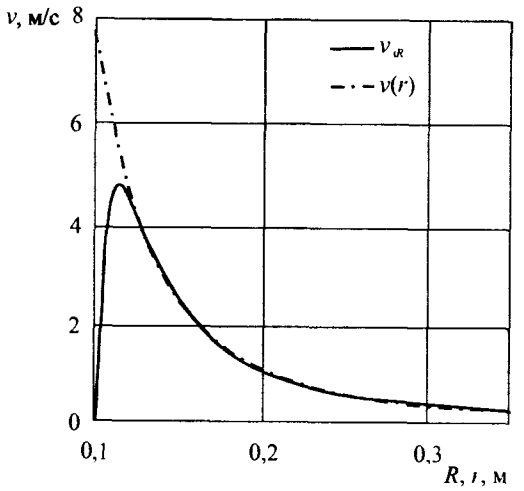


Рис. 5.11. Распределение радиальной скорости частицы в поперечном сечении циклона:
$v(r)$, м/с — по (5.39); $v_{чR}$, м/с — численное решение; R, r — текущий радиус, м

результат можно получить, если приравнять центробежную силу силе аэродинамического сопротивления.

Интегрируя уравнение

$$v^{1}_{чR} = \frac{dR}{d\tau} = 3t_{р}\frac{b^2}{R^3} \qquad (5.39а)$$

по R при начальном условии $R = R_0$ и $\tau = 0$, находим

$$R^4 = R_0^4 + 12t_{р}b^2\tau\,. \qquad (5.40)$$

Используя (5.37) при больших τ и (5.39а), можно построить траекторию движения частицы в первом приближении:

$$RdR = t_{р}bd\theta;$$

$$2t_{р}b\theta = R^2 + C_2,$$

где C_2 — постоянная интегрирования. При $\theta = 0$, $R = R_0$ $C_2 = -R_0^2$ и

$$\theta = \frac{R^2 - R_0^2}{2t_{р}b}. \qquad (5.41)$$

Разрешая уравнение (5.40) относительно времени и заменяя $t_{р}$ его значением, получаем

$$\tau = 1{,}5\frac{\mu_{г}}{\rho_{ч}}\left(\frac{D_{ц}}{du_0}\right)^2\left[1-\left(\frac{D_{тр}}{D_{ц}}\right)^4\right]. \qquad (5.42)$$

Первое приближение (5.39а) можно уточнить. Запишем уравнение (5.36) виде (для больших τ)

$$\frac{dv_{чR}}{d\tau} + \frac{v_{чR}}{t_{р}} - 3\frac{b^2}{R^3} = 0,$$

откуда

$$v^{k+1}_{чR} = 3t_{р}\frac{b^2}{R^3} - t_{р}\frac{dv^{k}_{чR}}{d\tau} = 3t_{р}\frac{b^2}{R^3} - t_{р}v^{k}_{чR}\frac{dv^{k}_{чR}}{dR}. \qquad (5.43)$$

Тогда для второго приближения получим

$$v_{чR}^2 = 3t_р \frac{b^2}{R^3} + 27t_р^3 \frac{b^4}{R^7} = 3t_р \frac{b^2}{R^3}\left(1 + 9\frac{b^2 t_р^2}{R^4}\right). \qquad (5.43а)$$

Для третьего

$$v_{чR}^3 = 3t_р \frac{b^2}{R^3} + 27t_р^3 \frac{b^4}{R^7} + 810t_р^5 \frac{b^6}{R^{11}} + 5103t_р^7 \frac{b^8}{R^{15}} =$$
$$= 3t_р \frac{b^2}{R^3}\left(1 + 9t_р^2 \frac{b^2}{R^4} + 270t_р^4 \frac{b^4}{R^8} + 1701t_р^4 \frac{b^6}{R^{12}}\right). \qquad (5.43б)$$

Расчеты показывают, что второе и третье приближения достаточно точно определяют $v_{чR}$ в подавляющем объеме межтрубного пространства, однако таким путем получить истинные значения скорости в непосредственной близости от места ввода частицы невозможно.

5.5. ОСНОВЫ ТЕОРИИ АСПИРАЦИИ (ОТБОРА) ЧАСТИЦ

Изучение поведения аэрозолей немыслимо без проведения экспериментальных исследований. Наиболее часто эксперименты выполняются с использованием зондов для отсоса (аспирации) частиц и осаждения их на различные поверхности с целью последующего анализа.

Важнейшей задачей аспирации частиц является обеспечение полного соответствия массовой (или объемной) концентрации частиц в исследуемом потоке содержанию частиц в отобранной пробе. В какой-то степени эта правильность характеризуется коэффициентом аспирации частиц $k_а$ — отношением счетной концентрации частиц, усредненной по поперечному сечению исследовательского зонда, к концентрации частиц в невозмущенном потоке. Он показывает, во сколько раз концентрация частиц, определенная с помощью зонда, отличается от фактической концентрации дисперсной фазы в потоке. Очевидно, что $k_а$ может быть как меньше, так и больше единицы.

Выявим сначала основные параметры, влияющие на значение коэффициента аспирации. Исходной предпосылкой нашего анализа является то обстоятельство, что измерение концентрации дисперсного компонента в аэрозоле осуществляется путем отсоса части газа из потока.

Как конструкция зонда, так и его расположение в потоке существенно сказываются на результатах экспериментов (измерения). На рис.5.12 представлены различные варианты расположения зонда в потоке и различные параметры отсасываемого газа. Здесь буквами w, Q и z обозначены скорость газа, объемный расход газа и концентрация пыли в потоке; индекс "0" относится к потоку внутри зонда, а индекс "т" — к потоку вне зонда.

Уже чисто качественный обзор схем движения потоков, представленных на рисунке, делает понятными сложности правильной организации отбора проб. Ясно, что из четырех показанных на рис. 5.12 вариантов достоверные данные о концентрации частиц в потоке может дать лишь случай "г". И причина здесь состоит в закономерностях движения газового потока вблизи оконечности зонда.

Поле скоростей вблизи отверстия отсосного зонда при различных соотношениях $w_0/w_т$ исследовано в работе Г. Рюпинга. На рис. 5.13 построены линии тока при $w_0/w_т = 0{,}64$, а на рис. 5.14 — при $w_0/w_т = 2{,}18$; при этом x и y — абсцисса и ордината точки замера, R_0 — радиус отверстия зонда, k — коэффициент, показывающий во сколько раз расход газа через данное сечение превышает расход газа в отверстии сопла.

Эти рисунки позволяют объяснить, почему при $w_0/w_т < 1$ $z_0 > z_т$, и наоборот. Когда скорость отсоса w_0 меньше скорости потока $w_т$, то инерция частиц, находящихся на линии тока $k = 1$ и ближайших к ней, велика, и частица проскакивает в зонд, хотя при большей скорости отсоса она могла бы обогнуть поверхность зонда. При $w_0/w_т > 1$ частица, которая могла бы попасть в отверстие зонда, проскакивает по поверхности трубки.

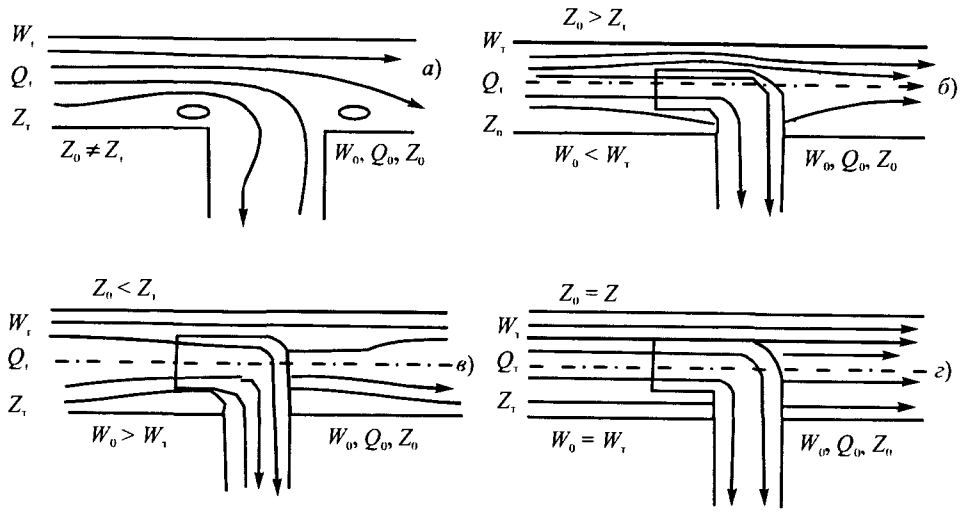


Рис. 5.12. К анализу процесса аспирации частиц

Зависимость относительной длины участка x^*, на котором наблюдается искажение линий тока газа в трубе от величины $w_0/w_т$, представлена на рис. 5.15.

Продольная u и поперечная v компоненты скорости потока в трубопроводе вблизи отверстия измерительного зонда могут быть выражены уравнениями:

$$\frac{u}{w_т} = \frac{1}{[1-(1-1/\sqrt{w_0/w_т})\cdot(1-x^*/x)^2]^2}, \tag{5.44}$$

$$\frac{v}{w_т} = 2\frac{u}{w_т}\frac{y}{x^*}\frac{(1-1/\sqrt{w_0/w_т})(1-x^*/x)}{1-(1-1/\sqrt{w_0/w_т})(1-x^*/x)^2}. \tag{5.45}$$

На частицу, движущуюся в потоке газа, действуют сила сопротивления F_c и сила T. При равновесии $T = F_c$ и при справедливости закона Стокса получаем

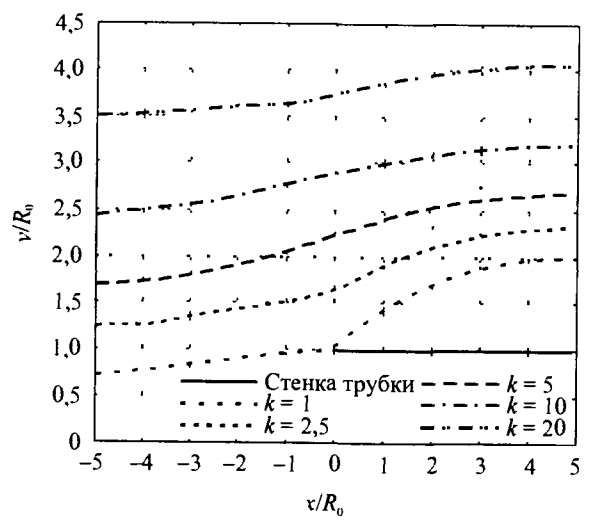


Рис. 5.13. Картина линий тока у сопла заборной трубки при $w_0/w_т = 0{,}64$

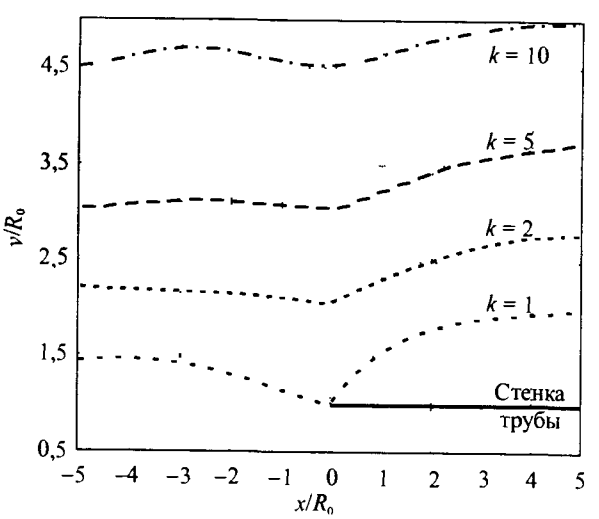
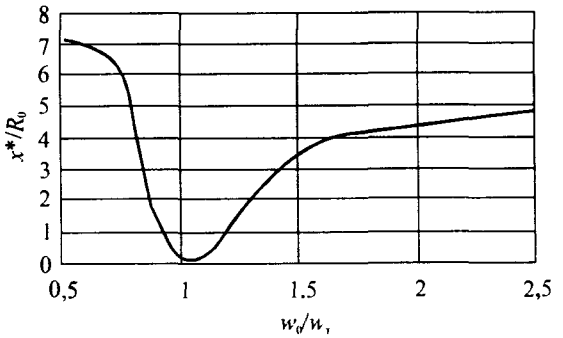


Рис. 5.14. Линии тока у сопла заборной трубки при $w_0/w_т = 2{,}18$

Рис. 5.15. Расстояние "возмущения" при различных значениях $w_0/w_т$



$$\frac{dv_ч}{w - v_ч} = 18\frac{\mu_г}{d_ч^2(\rho_ч - \rho_г)}d\tau. \qquad (5.46)$$

Учитывая, что скорость осаждения частицы в спокойной среде (скорость седиментации) определяется выражением

$$v_s = gd_ч^2(\rho_ч - \rho_г)/(18\mu_г),$$

после интегрирования получим уравнения проекций скорости движения частицы вблизи сопла отборной трубки

$$v_{чx} = u + (v_{чx}^0 - u)\exp(-g\tau/v_s), \qquad (5.47)$$

$$v_{чy} = v + (v_{чv}^0 - v)\exp(-g\tau/v_s) \qquad (5.47а)$$

где $v_{чx}^0, v_{чy}^0$ — скорости частицы в начальный момент времени. Траектория движения частицы определяется уравнениями

$$x = u\tau + (v_s/g)(v_{чx}^0 - u)[1 - \exp(-g\tau/v_s)], \qquad (5.48)$$

$$y = v\tau + (v_s/g)(v_{чy}^0 - v)[1 - \exp(-g\tau/v_s)]. \qquad (5.48а)$$

Приведенные уравнения позволяют теоретически определить ошибки пробоотбора, возникающие при нарушении принципа изокинетичности, т.е. при несоблюдении условия $w_0 = w_т$. Несмотря на кажущуюся техническую простоту обеспечения этого условия (для этого нужно, чтобы статическое давление внутри зонда и вне его было одинаковым), на практике всегда получают экспериментальные значения концентрации дисперсной фазы с той или иной погрешностью, так как реальные аэрозоли полидисперсны В этом случае необходимо определять коэффициент аспирации для каждой фракции частиц отдельно и подсчитывать суммарную пробу в соответствии со скоростью седиментации отдельных фракций.

Второе условие, необходимое для повышения точности пробоотбора, сводится к тому, что на лобовой поверхности зонда, обтекаемой газом, не должно быть срывов пограничного слоя (струи). В противном случае при образовании вихрей на лобовой поверхности ловушки частицы, плотность которых соизмерима с плотностью газа, будут полностью уноситься потоком.

Глава 6.
КОАГУЛЯЦИЯ АЭРОЗОЛЕЙ

Коагуляцией аэрозолей называется процесс слияния или слипания частиц, составляющих дисперсную фазу системы, при столкновении друг с другом. В результате коагуляции происходит укрупнение (агрегация) частиц.

Следует отметить, что термин коагуляция обычно применяют только к твердым частицам. Слияние капель, образующих дисперсную фазу туманов, называют *коалесценцией.*

В аэрозолях можно наблюдать *скрытую* и *явную коагуляцию.* Под скрытой коагуляцией подразумевается образование из мельчайших частиц небольших по размерам агрегатов, которые остаются практически во взвешенном состоянии в аэродисперсной системе. Для явной коагуляции характерно образование крупных агрегатов, которые быстро выпадают из системы. Явная коагуляция происходит на основе скрытой.

Коагуляция взвешенных частиц может происходить за счет броуновского движения (тепловая коагуляция), а также под действием гидродинамических, гравитационных, акустических, электрических и других сил. В определенных условиях, например, при наличии температурного градиента, диффузионных явлений и т.п., происходит направленное движение частиц, которое, как и процесс коагуляции, может способствовать осаждению частиц, повышать эффективность пылеулавливания.

6.1. ТЕПЛОВАЯ КОАГУЛЯЦИЯ

Тепловую коагуляцию подразделяют на быструю и медленную. Под первой понимают такую коагуляцию, при которой все сближения частиц, находящихся в броуновском движении, заканчиваются их слипанием. При медленной коагуляции слипание частиц происходит лишь в результате особо удачных сближений.

Теория кинетики быстрой коагуляции создана польским ученым М. Смолуховским [15]. Смолуховский при создании своей теории принимал, что скорость быстрой коагуляции, т.е. изменение численной концентрации частиц в единицу времени, зависит от численной концентрации дисперсной фазы n, от интенсивности броуновского движения, характеризующейся коэффициентом броуновской диффузии частиц $D_б$, и от критического расстояния ρ, на которое должны приблизиться друг к другу центры двух частиц, чтобы произошло слипание. Расстояние ρ может превышать диаметр частиц аэрозоля. Таким образом, если представить себе сферу радиусом ρ, центр которой совпадает с центром одной из частиц, другая частица прилипнет к ней только тогда, когда центр второй частицы коснется поверхности этой сферы, называемой сферой поглощения. При расстояниях, больших ρ, действием молекулярных сил притяжения на броуновское движение частиц и на процесс их сближения Смолуховский полностью пренебрегал.

При быстрой коагуляции, согласно Смолуховскому, агрегация идет таким образом, что первоначально одинарные частицы, сталкиваясь друг с другом, образуют двойные частицы. Затем двойные частицы, сталкиваясь с одинарными, образуют тройные и т.д. Возможны столкновения между собой и сложных частиц. Одновременное столкновение трех и более простых или сложных частиц возможно, но вследствие малой вероятности такого события подобные столкновения в расчет не принимаются.

Вот это последнее обстоятельство очень важно для последующего изложения. Частицы сталкиваются только попарно. А это приводит к тому, что число столкновений и численная концентрация дисперсной фазы изменяются в геометрической прогрессии. Иными словами, скорость коагуляции должна быть прямо пропорциональна квадрату численной концентрации, определяющему вероятность (или частоту) сближения частиц до расстояния ρ:

$$-\frac{dn}{d\tau} = K_6 n^2, \tag{6.1}$$

где K_6 — константа тепловой коагуляции, м^3/с; она характеризует вероятность сближения.

Для получения выражения для K_6 поступим следующим образом. Совместим начало координат с центром какой-либо произвольно выбранной частицы. В этой системе координаты смещения остальных частиц X' будут в действительности равными смещениям относительно выбранной, т.е.

$$X' = X_i - X_1,$$

где X_i — действительное смещение i-той частицы; X_1 — смещение частицы, помещенной в начало координат

Возведя обе части этого равенства в квадрат и усредняя по времени τ (как это мы делали в п. 3.2), получим

$$<X^2> = <X_i^2> + <X_1^2> = 2<X_i^2>,$$

где < > — знак усреднения.

Таким образом, средние квадраты смещения всех частиц относительно первой удваиваются. Средний квадрат смещения, как мы видели ранее, однозначно связан с коэффициентом диффузии частиц. Поэтому можно сказать, что броуновское движение остальных частиц относительно первой характеризуется вдвое большим коэффициентом диффузии D'. В результате этого время от времени частицы будут сближаться с первой до критического расстояния их центров ρ. Подсчитаем число таких сближений. Для этого примем, что после сближения частиц до расстояния центров ρ соответствующая частица как бы поглощается центральной. Пусть частицы заключены в очень большой объем. Если в рассматриваемый момент коагуляции численная концентрация частиц равна $n_т$, то в непосредственной близости от поверхности сферы поглощения $n \approx 0$. Это объясняется тем, что в силу беспорядочного характера броуновского движения вероятность попадания частицы, находящейся вблизи поглощающей сферы, в эту сферу очень велика, а вероятность избежать этого — мала. При удалении от сферы ρ быстро достигаются значения $n_т$, т.е. градиент численной концентрации направлен от центра сферы. В результате будет иметь место диффузия частиц к началу координат. Нетрудно заметить здесь качественную аналогию со стефановским течением, рассмотренным в главе 2.

Допустим, что концентрация частиц $n(R)$ зависит только от расстояния R от начала координат, к которому направлен поток диффузии, вызванный поглощением частиц сферой радиусом ρ. В этом случае из закона Фика следует:

$$Q = D'S\frac{dn(R)}{dR} = D'4\pi R^2\frac{dn(R)}{dR}, \tag{6.2}$$

где Q — число частиц, проходящих за единицу времени через поверхность сферы S радиусом R по направлению к центральной частице. Число Q, очевидно, равно числу частиц, поглощенных за единицу времени сферой поглощения при сближении с ней, т.е. Q равно искомой частоте актов агрегации с участием центральной частицы.

Проинтегрируем уравнение (6.2). При этом учтем, что поглощение частиц имеет место лишь в сфере радиусом ρ, т.е. Q не зависит от R:

$$\int_{n(\rho)}^{n(R)} dn(R) = \frac{Q}{4\pi D'}\int_{\rho}^{R}\frac{dR}{R^2},$$

или

$$n(R) - n(\rho) = \frac{Q}{4\pi D'}\left(\frac{1}{\rho} - \frac{1}{R}\right). \tag{6.3}$$

Но $n(\rho) = 0$, так как частицы, достигнув сферы ρ, поглощаются центральной частицей. С другой стороны, при $R \to \infty$ $n(R) \to n$, где n — концентрация одинарных частиц. Тогда

$$Q = 4\pi D' n\rho. \tag{6.4}$$

Общее число сближений всевозможных частиц в единице объема можно определить, умножая Q на численную концентрацию n и разделив полученное произведение на 2, так как иначе каждая пара частиц будет подсчитана дважды. Заменяя также D' на $2D_б$, получим

$$-\frac{dn}{d\tau} = 4\pi D_б \rho n^2. \tag{6.5}$$

Сравнивая это выражение с уравнением (6.1), найдем значение $K_б$ в уравнении Смолуховского

$$K_б = 4\pi D_б \rho. \tag{6.6}$$

Или после подстановки сюда уравнения Эйнштейна (3.25)

$$K_б = \frac{2kT}{3\mu_г} \cdot \frac{\rho}{r_ч} = \frac{4kT}{3\mu_г} \cdot \frac{\rho}{d_ч}. \tag{6.6а}$$

Согласно многочисленным экспериментальным данным $\rho/d_ч \cong 1{,}15$. Следовательно, расстояние ρ довольно близко к $d_ч$, т.е. силы аттракции (слипания) начинают действовать лишь тогда, когда частицы сблизятся на весьма малые расстояния, на которых энергия молекулярного притяжения становится намного больше энергии теплового, а следовательно, и броуновского движения $(3/2)kT$. В практических расчетах принимают, что $\rho/d_ч = 1$. Тогда

$$K_б = 4kT/(3\mu_г). \tag{6.7}$$

В тех случаях, когда средняя длина пробега газовых молекул соизмерима с размером частиц, в выражение (6.7) вводится поправка Каннингема – Милликена:

$$K'_б = \frac{4kT}{3\mu_г} C_к. \tag{6.8}$$

Эксперименты показали, что процесс коагуляции мало зависит от природы аэрозоля; это следует также из соотношений (6.7) и (6.8). Согласно теоретическим и экспериментальным данным полидисперсные аэрозоли коагулируют быстрее монодисперсных. Особенно быстро происходит поглощение мелких частиц крупными, однако увеличение скорости коагуляции за счет полидисперсности не превышает 10 %.

Как следует из выражения (6.7), константа тепловой коагуляции не зависит от численной концентрации. Поэтому уравнение (6.1) легко интегрируется:

$$-\frac{dn}{n^2} = K_б d\tau, \quad \frac{1}{n} - \frac{1}{n_0} = K_б \tau,$$

откуда находим для изменения численной концентрации во времени

$$n = \frac{n_0}{1 + K_б n_0 \tau}. \tag{6.9}$$

Тогда скорость коагуляции будет равна

$$N_б = -\frac{dn}{d\tau} = \frac{K_б n_0^2}{(1 + K_б n_0 \tau)^2}. \tag{6.10}$$

Коэффициент броуновской коагуляции $K_б$, вообще говоря, довольно малая величина. Для частиц плотностью 1000 кг/м^3 в воздухе при 23 °С и атмосферном давлении этот коэффициент имеет значения, представленные в табл. 6.1. Совершенно очевидно, что значительные скорости процесса коагуляции обусловлены не столько величиной $K_б$, сколько значением численной концентрации частиц.

В начальный момент времени ($\tau \to 0$) слагаемым $K_б n_0 \tau$ знаменателе (6.10) по сравнению с единицей можно пренебречь. В этом случае максимальная скорость коагуляции будет равна

$$N_б\big|_{\tau \to 0} = K_б n_0^2 = \frac{4kT}{3\mu_г} n_0^2.$$

Поскольку n_0^2 достаточно большая величина, то, несмотря на малость $K_б$, начальная скорость коагуляции весьма существенна. Это приводит к тому, что в начальный момент образования высокодисперсного аэрозоля практически мгновенно происходит укрупнение частиц. Именно благодаря броуновской коагуляции дисперсный состав пыли в технологических газах, поступающих на газоочистку, обычно характеризуется большей крупностью частиц, чем в момент их образования в источнике аэрозоля (в печи).

С ростом времени τ величина $K_б n_0 \tau$ становится существенно больше единицы. Тогда скорость коагуляции перестает зависеть от численной концентрации частиц

$$N_б\big|_{\tau \to \infty} = \frac{1}{\tau^2} \cdot \frac{1}{K_б} = \frac{3\mu_г}{4kT\tau^2}.$$

Средняя скорость коагуляции на момент времени τ определяется выражением

$$\overline{N}_б(\tau) = \frac{1}{\tau} \int_0^\tau N_б(\tau) d\tau = \frac{K_б n_0^2}{1 + K_б n_0 \tau}. \tag{6.11}$$

Этому моменту времени соответствует средняя численная концентрация частиц, равная

Таблица 6.1

Значения константы броуновской коагуляции при различных диаметрах частиц аэрозоля ($K_б \cdot 10^{10}$, см^3/с)

$d_ч$, мкм	$2 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-2}$	$2 \cdot 10^{-1}$	2	20
$K_б$	323	34,0	5,56	3,19	2,98
$K_б'$	4,5	12	5,2	3,14	2,97

$$\bar{n}(\tau) = \frac{1}{\tau}\int_0^{\tau} n(\tau)d\tau = \frac{1}{K_б \tau}\ln(1 + K_б n_0 \tau).$$

Следует отметить, что при $d_ч < l_г$, константу коагуляции можно вычислить по формуле Ленгмюра

$$K_б^{*} = \frac{16kT}{3d_ч p_г}\sqrt{\frac{8RT}{\pi M_г}}. \qquad (6.12)$$

где $p_г$ — абсолютное давление газов, Па; $M_г$ — молекулярная масса газов, кг/моль.

Экспериментальные значения констант коагуляции $K_б$ в среднем на 20–25 % выше рассчитанных по скорректированному уравнению Смолуховского (6.8). Это отклонение обычно приписывают влиянию полидисперсности аэрозоля, поскольку полидисперсная система должна коагулировать быстрее монодисперсной. Однако, как уже отмечалось, увеличение скорости коагуляции за счет полидисперсности составляет лишь несколько процентов (самое большое 10 %). Предполагается, что оставшаяся разница обусловлена силами Ван-дер-Ваальса, благодаря которым радиус сферы действия каждой аэрозольной частицы возрастает. Поэтому рассмотрим этот вопрос подробнее.

– ОБОБЩЕНИЕ ТЕОРИИ СМОЛУХОВСКОГО

Как следует из изложенного выше, теория Смолуховского справедлива для процесса коагуляции монодисперсного аэрозоля. На практике такого рода аэрозоли встречаются сравнительно редко, поэтому необходимы методы, позволяющие при сохранении основных положений быстрой коагуляции использовать их для расчета процесса коагуляции полидисперсных аэрозолей. Очевидно, в этом плане возможны два подхода. Первый связан с исправлением (уточнением) формул для определения константы коагуляции или, более точно, в подборе таких выражений, которые позволили бы, не вникая в детали дисперсного состава аэрозоля, получать правильные значения скорости коагуляции. Второй подход предполагает разработку математической модели процесса коагуляции именно полидисперсных аэрозолей.

6.1.1. КОАГУЛЯЦИЯ ЧАСТИЦ ДВУХ РАЗЛИЧНЫХ РАЗМЕРОВ

Построим схему расчета процесса коагуляции полидисперсного аэрозоля. Сначала рассмотрим простейший случай — коагуляцию частиц двух различных размеров. Здесь можно использовать то же приближение, что и для монодисперсного аэрозоля (выражение (6.6) — $K_б = 4\pi D\rho \cong 4\pi D d_ч$); необходимо только заменить $d_ч$ на $(d_1 + d_2)/2$ и $D_б$ — на $(D_1 + D_2)/2$. Тогда константа коагуляции K_{12} будет равна

$$K_{12} = \pi(D_1 + D_2)(d_1 + d_2), \qquad (6.13)$$

Или, используя понятие подвижности частицы $B = D/(k \cdot T) = C_к/(3\pi\mu_г d)$

$$K_{12} = \pi(d_1 + d_2)(B_1 + B_2)kT. \qquad (6.13а)$$

Константа коагуляции частиц в такой бинарной системе изменяется таким образом, что ее минимальное значение соответствует случаю частиц равных размеров. Это можно видеть из данных табл. 6.2, в которой приведены значения K_{12} для широкого диапазона изменения диаметров частиц. Необходимо отметить только, что эти данные рассчитывались для нормальных условий. Естественно, при возрастании температуры дисперсной среды значения K_{12} существенно изменятся, но закономерности качественно останутся прежними.

Таблица 6.2

Константы коагуляции K_{12} в бинарной системе

Диаметры частиц, мкм	0,01	0,1	1	10
0,01	$3{,}6494\cdot10^{-9}$	$1{,}0198\cdot10^{-8}$	$9{,}2227\cdot10^{-8}$	$9{,}1332\cdot10^{-7}$
0,1	$1{,}0198\cdot10^{-8}$	$5{,}9142\cdot10^{-10}$	$1{,}7145\cdot10^{-9}$	$1{,}5008\cdot10^{-8}$
1	$9{,}2227\cdot10^{-8}$	$1{,}7145\cdot10^{-9}$	$3{,}2053\cdot10^{-10}$	$9{,}6317\cdot10^{-10}$
10	$9{,}1332\cdot10^{-7}$	$1{,}5008\cdot10^{-8}$	$9{,}6317\cdot10^{-10}$	$2{,}9719\cdot10^{-10}$

6.1.2. ПРИБЛИЖЕННОЕ ОПИСАНИЕ КОАГУЛЯЦИИ ПОЛИДИСПЕРСНЫХ АЭРОЗОЛЕЙ

Обобщение формул (6.8) и (6.13) на случай полидисперсных аэрозолей выполнили М. В. Тихомиров, Н. Н. Туницкий и И. В. Петрянов [16]. Они показали, что если надо знать только скорость коагуляции ($-dn/d\tau$), то возможно объединить все константы коагуляции в одну $K_б$, которая будет выражаться через средние величины $\langle d_ч\rangle$, $\langle 1/d_ч\rangle$ и $\langle 1/d_ч^2\rangle$:

$$K_б'' = [4kT/(3\mu_г)]\cdot[1 + \langle d_ч\rangle\langle 1/d_ч\rangle + Al_i(\langle 1/d_ч\rangle + \langle d_ч\rangle\langle 1/d_ч^2\rangle)]. \qquad (6.14)$$

Здесь $A = 1{,}26$ — среднее значение поправки Каннингема – Милликена, а l_i — как и ранее, средняя длина свободного пробега молекул.

Если первоначальный дисперсный состав частиц подчиняется логарифмически-нормальному закону распределения, то выражение для $K_б$ можно записать через средний геометрический диаметр $d_г$ и стандартное геометрическое отклонение $\sigma_г$:

$$K_б'' = [4kT/(3\mu_г)]\cdot[1 + \exp(\ln^2\sigma_г) + (2Al_i/d_г)\{\exp(\ln^2\sigma_г/2) + \exp(5\ln^2(\sigma_г/2)\}]. \qquad (6.15)$$

В табл. 6.3 представлены величины $K_б''$ для различных $d_г$ и $\sigma_г$. С возрастанием полидисперсности эта константа коагуляции может стать довольно большой, учитывая, что предельные значения размеров частиц быстро возрастают вследствие соединения частиц, особенно меньших размеров. Оче-

Таблица 6.3

Значения константы коагуляции $K_б''\cdot10^{-10}$, см³/с, для аэрозолей, отличающихся степенью полидисперсности

Средний геометрический диаметр $d_г$, мкм	Стандартное геометрическое отклонение, $\sigma_г$			
	1,0	1,5	2,0	2,5
0,02	53,20	67,80	116,40	238,80
0,04	29,60	37,10	62,10	124,30
0,10	15,40	18,70	29,50	55,60
0,16	11,80	14,10	21,30	38,40
0,20	10,60	12,60	18,60	32,70
0,40	8,23	9,49	13,10	21,20
1,00	6,84	7,65	9,88	14,30
1,60	6,48	7,19	9,07	12,60
2,00	6,37	7,03	8,79	12,10
4,00	6,13	6,74	8,25	10,90
10,00	5,99	6,54	7,93	10,20
16,00	5,95	6,50	7,85	10,10

видно, что скорость коагуляции для полидисперсного аэрозоля больше, чем для монодисперсного. Однако коагуляция монодисперсного аэрозоля вначале приводит к увеличению полидисперсности, так что для любого коагулирующего аэрозоля константа коагуляции не постоянна, а зависит от скорости коагуляции. Неудивительно, что интерпретация данных по коагуляции трудна, но поражает тот факт, что изложенная здесь простая теория коагуляции пригодна для описания многих случаев.

6.1.3. ОСНОВЫ ТЕОРИИ МЕДЛЕННОЙ КОАГУЛЯЦИИ

Теория Смолуховского, как уже неоднократно подчеркивалось, пригодна для описания быстрой коагуляции. Им было сделано предположение, что эту теорию можно применить и для описания медленной коагуляции, если в формулу, описывающую изменение концентрации частиц во времени (6.9), ввести коэффициент эффективности сближения ε:

$$n = \frac{n_0}{1 + \varepsilon K_б n_0 \tau}. \tag{6.16}$$

Однако содержание коэффициента ε Смолуховский не раскрыл. Кроме того, как показал Н. А. Фукс, для частиц, совершающих броуновское движение, понятие эффективности сближения по Смолуховскому неприменимо.

Теория Смолуховского предполагает, что до сближения частиц на определенное расстояние ρ никаких сил взаимодействия между ними нет. Для учета сил дальнодействия частиц как функции расстояния их центров R Н. А. Фукс дополнил формулу (6.2) слагаемым, выражающим дрейф частиц по направлению к центральной частице под влиянием сил притяжения F:

$$Q = 4\pi R^2 \left(D' \frac{dn}{dR} + 2BFn\right), \tag{6.17}$$

где B — подвижность частицы в вязкой среде, равная отношению ее скорости к действующей силе (см. выше). Для стоксовой силы сопротивления ($F_с = 3\pi\mu_г d_ч v_ч$) подвижность частицы равна $1/(3\pi\mu_г d_ч)$. Цифра 2 перед B введена потому, что в действительности обе частицы движутся навстречу друг другу.

Согласно уравнению Эйнштейна (3.25а) $B = D/(kT)$, следовательно, $2B = D'/(kT)$. Далее, заменяя силу F на градиент потенциала (что вообще характерно для консервативных силовых полей) dU/dR, где U — потенциальная энергия взаимодействия двух частиц, из (6.17) находим

$$Q = 4\pi R^2 \left(D' \frac{dn}{dR} + \frac{D'}{kT}\frac{dU}{dR} n\right) = 4\pi D' R^2 \left(\frac{dn}{dR} + \frac{n}{kT}\frac{dU}{dR}\right). \tag{6.18}$$

Как сила F, так и потенциальная энергия взаимодействия частиц U являются функциями расстояния R.

Чтобы метод решения уравнения (6.18) стал более понятным, рассмотрим сначала следующие преобразования:

$$\frac{d}{dR}\left[n \exp\left(\frac{U}{kT}\right)\right] = \exp\left(\frac{U}{kT}\right)\frac{dn}{dR} + n\frac{d}{dR}\exp\left(\frac{U}{kT}\right) = \exp\left(\frac{U}{kT}\right)\frac{dn}{dR} + \frac{n}{kT}\exp\left(\frac{U}{kT}\right)\frac{dU}{dR} =$$
$$= \exp\left(\frac{U}{kT}\right)\left(\frac{dn}{dR} + \frac{n}{kT}\frac{dU}{dR}\right).$$

Отсюда видно, что если уравнение (6.18) умножить на $\exp[U/(kT)]$ (само уравнение от этого не изменится), то его правая часть превратится в полный дифференциал. Но тогда можно записать

$$\frac{Q}{4\pi D'}\exp\left(\frac{U}{kT}\right)\frac{dR}{R^2} = d\left[n\exp\left(\frac{U}{kT}\right)\right].$$

Интегрируя это выражение от ρ до ∞, находим

$$\frac{Q}{4\pi D'}\int_{\rho}^{\infty}\exp\left(\frac{U}{kT}\right)\frac{dR}{R^2} = n(\infty)\exp\left[\frac{U(\infty)}{kT}\right] - n(\rho)\exp\left(\frac{U(\rho)}{kT}\right).$$

При увеличении расстояния между частицами влияние их друг на друга ослабевает и при $R \to \infty$ исчезает вовсе. Это означает, что $U(\infty) = 0$. С другой стороны, на поверхности сферы радиуса ρ (сферы поглощения) частица "поглощается", т.е. $n(\rho) = 0$. Но тогда, учитывая, что $n(\infty) = n$, из последнего выражения получим

$$Q = \frac{4\pi D' n}{\int_{\rho}^{\infty}\exp\left(\frac{U}{kT}\right)\frac{dR}{R^2}}. \qquad (6.19)$$

При $U = 0$ снова получим формулу (6.4).

Уравнение (6.19) было выведено Н. А. Фуксом первоначально для аэрозолей с целью учета коагуляции под влиянием притяжения разноименно заряженных частиц. В этом случае потенциальная энергия взаимодействия отрицательна и скорость коагуляции возрастает.

Из изложенного выше вытекает, что в общем случае уравнение медленной коагуляции имеет вид:

$$-\frac{dn}{d\tau} = \frac{4\pi D_6 n^2}{\int_{\rho}^{\infty}\exp\left(\frac{U}{kT}\right)\frac{dR}{R^2}}, \qquad (6.20)$$

и вместо константы Смолуховского K_6 получаем величину, меньшую в W раз, где

$$W = \int_{\rho}^{\infty}\exp\left(\frac{U}{kT}\right)\frac{dR}{R^2}.$$

Величину W называют коэффициентом замедления. Легко видеть, что уравнение медленной коагуляции получится путем замены ε на $1/W$. Таким образом, теория Н. А. Фукса дает теоретическое обоснование коэффициента эффективности сближения ε. Отметим, что название W не вполне корректно: все зависит от знака U. Если $U < 0$ (силы притяжения), то $W < 1$, и происходит ускорение коагуляции.

Типичным примером потенциальных сил являются силы Ван-дер-Ваальса. Хотя между частицами дыма при агрегации должны действовать значительные силы сцепления, для коагуляции обычно принимают, что эффективный радиус частицы равен ее геометрическому радиусу, т.е. коагуляция

происходит лишь при непосредственном соприкосновении частиц в результате броуновского движения. Влияние ван-дер-ваальсовых сил можно рассчитать следующим образом.

Согласно общей теории сил молекулярного сцепления, энергия взаимодействия бесконечно малых элементарных объемов dv_1 и dv_2 двух частиц равна:

$$d^2U = -Qdv_1dv_2/R^6, \tag{6.22}$$

где Q — константа, имеющая размерность энергии; R — расстояние между dv_1 и dv_2. Интегрируя это выражение, можно показать, что энергия притяжения двух сферических частиц диаметром d, центры которых находятся на расстоянии R друг от друга, равна:

$$U = -Qf(x) = -\frac{\pi^2 Q}{6x}\left(\frac{2}{x} + \frac{x-1}{x-2} + \frac{x+1}{x+2} - x\ln\frac{x^2}{x^2-4}\right), \tag{6.23}$$

где $x = 2R/d$.

Таким образом, под влиянием сил Ван-дер-Ваальса скорость коагуляции возрастает на фактор ε

$$\varepsilon = \frac{1}{2\int_2^\infty \exp\left[\frac{Q}{kT}f(x)\right]\frac{dx}{x^2}}, \tag{6.24}$$

который не зависит от диаметра частиц и определяется в данном случае исключительно величиной комплекса $Q/(kT)$ (см. рис. 6.1). Поэтому константа коагуляции монодисперсного аэрозоля равна

$$K_6' = \varepsilon\frac{4kT}{3\mu_г}C_к.$$

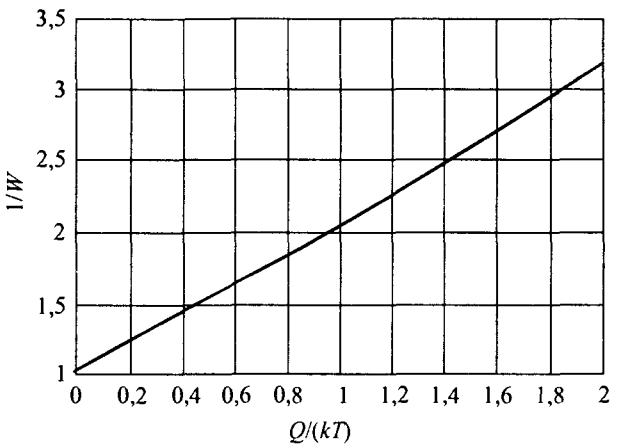


Рис. 6.1. Коэффициент "замедления" в зависимости от $Q/(kT)$ ($1/W = \varepsilon$)

6.2. ГРАДИЕНТНАЯ КОАГУЛЯЦИЯ

При наличии поперечного градиента скорости газов в потоке происходит градиентная коагуляция. В качестве примера можно привести течение газов у твердой стенки. Частица, находящаяся ближе к стенке, движется с меньшей скоростью, чем частица, расположенная дальше от нее. Если при этом расстояние между частицами по вертикали меньше суммы их диаметров, то частицы должны столкнуться.

Вероятность столкновения частиц и в этом случае пропорциональна квадрату их численной концентрации. Ясно, кроме того, что она увеличивается с ростом градиента скорости Γ потока и размеров частиц. Поскольку сближение частиц происходит по всем трем координатам, то скорость градиентной коагуляции определяется объемом частиц, т.е. пропорциональна кубу их диаметра. И, наконец, вероятность столкновения будет зависеть от числа всевозможных комбинаций из шести частиц по две, так как каждая отдельная частица движется в потоке, будучи окруженной группой из шести других. Таким образом

$$N_{гр} = -\frac{dn}{d\tau} \sim 2^6 \frac{\pi d_ч^3}{6} \Gamma n^2. \qquad (6.25)$$

Но фактически вероятность столкновения в три раза меньшая, так как с центральной частицей могут столкнуться лишь две частицы из шести (верхняя и нижняя). Следовательно,

$$N_{гр} = -dn/d\tau = (32/3)\,\Gamma d_ч^3 n^2. \qquad (6.25а)$$

Здесь использовано допущение $\pi \approx 3$. Из соотношения (6.25а) легко видеть, что в данном случае $K_{гр} = (32/3)\Gamma d_ч^3$.

Отношение скоростей градиентной и тепловой коагуляции для монодисперсного аэрозоля равно

$$N_{гр}/N_б = K_{гр}/K_б = 8\mu_г \Gamma d_ч^3/(kT). \qquad (6.26)$$

Для частиц плотностью 1000 кг/м^3 в воздухе при 23 °С и атмосферном давлении имеем для Γ = = 20 1/с;

$d_ч$, мкм	0,1	1	10
$N_{гр}/N_б$	$0{,}25\cdot10^{-3}$	0,62	$7{,}12\cdot10^2$.

Таким образом, для частиц, меньших 1 мкм, эффект градиентной коагуляции ничтожен. У грубодисперсного аэрозоля ($d_ч \geq 10$ мкм) коагуляция происходит даже при небольшом градиенте.

Приведенные цифры характеризуют градиентную коагуляцию при ламинарном течении потока. Градиентная коагуляция весьма интенсивна в пристенном слое при турбулентном движении аэрозоля. Значение градиента скорости у стенки в этом случае составляет

$$\Gamma_{ст} = \rho_г u_*^2/\mu_г, \qquad (6.27)$$

где $u_* = (p_*/\rho)^{1/2}$ — динамическая скорость, м/с.

В гладких трубах при $Re < 10^5$ значение u_* может быть найдено из выражения (формула Блазиуса)

$$u_*/v_г \approx 0{,}2/Re^{1/8}. \qquad (6.28)$$

Тогда

$$\Gamma_{ст} = \frac{0{,}04}{Re^{1/4}} \frac{\rho_г}{\mu_г} v_г^2 = 0{,}04\,Re^{3/4} \frac{v_г}{d}. \qquad (6.29)$$

При этом отношение $v_г/u_*$ при Re = 300–100000 находится в пределах 14–28. С учетом приведенных выше соотношений при $v_г$ = 10 м/с и $\mu_г/\rho_г = 15\cdot10^{-6}$ м^2/с значение $\Gamma \approx 10^4$ 1/с, т.е. в пристенном слое заметное ускорение коагуляции наблюдается уже при $d_ч \geq 1$ мкм.

Градиентная коагуляция ограничена в основном тонким пристенным слоем и поэтому оказывает существенное влияние при движении потока по длинным трубам или при развитой поверхности контакта.

6.3. КИНЕМАТИЧЕСКАЯ КОАГУЛЯЦИЯ

Процесс кинематической коагуляции протекает при относительном движении частиц различного размера, возникающем под действием внешних сил и происходящем при различных скоростях. Наиболее распространенный пример кинематической коагуляции — осаждение частиц на каплях, падающих под действием силы тяжести (гравитационная коагуляция). В практическом плане на основе кинематической коагуляции работают такие устройства для очистки газов, как полые форсуночные скрубберы. Здесь в верхней части аппарата расположена система форсунок, которые распыляют воду, капли которой в дальнейшем перемещаются сверху вниз. Снизу вверх в скруббер подается "грязный" газ. При встречном движении капли воды взаимодействуют с частицами пыли, захватывая их и вынося из аппарата в специальный отстойник (копильник).

Теория кинематической коагуляции различна для крупных и мелких частиц аэрозоля, причем в первом случае можно пренебречь диффузией мелких частиц. Если рассматривать процесс при свободном падении водяных капель со скоростью $v_к$ через аэрозоль, состоящий из мелких частиц, то число последних, захваченных в 1 с каплей, может быть определено по формуле

$$l_ч = \eta_з(\pi d_к^2/4)nv_к, \tag{6.30}$$

где $l_ч$ — количество захваченных мелких частиц, 1/с; $\eta_з$ — коэффициент захвата частиц; $d_к$ — диаметр капли, м; $v_к$ — скорость свободного падения крупной шарообразной частицы (капли), м/с.

Происхождение соотношения (6.30) совершенно прозрачно. Чем больше миделево сечение капли $(\pi d_к^2/4)nv_к$, тем больше мелких частиц она может захватить. Увеличение скорости падения $v_к$ приводит к увеличению вероятности столкновения капли с частицей, так как миделево сечение капли "заметает" больший объем аэрозоля. И, наконец, чем больше численная концентрация мелких частиц n, тем выше частота столкновений.

Не вполне определена величина коэффициента захвата $\eta_з$. Выше, рассматривая закономерности кинематики (кинетики) частиц, мы выясняли физическую сущность процесса инерционного осаждения частиц на препятствии и получили формулы для численной оценки его интенсивности. Однако помимо инерционного механизма процессу осаждения частицы аэрозоля на капле способствуют и другие явления, некоторые из которых мы сейчас и рассмотрим.

6.3.1. МЕХАНИЗМ ЗАЦЕПЛЕНИЯ

Если пренебречь инерционными эффектами и считать, что частица точно следует в соответствии с линиями тока, то частица осаждается не только в том случае, когда ее траектория пересечется с поверхностью препятствия, но и в случае прохождения линии тока на расстоянии от нее, равном диаметру частицы. Таким образом, коэффициент захвата выше нуля и тогда, когда инерционное осаждение отсутствует.

Влияние эффекта зацепления на коэффициент осаждения при малой величине отношения $\chi = r/R$ можно оценить следующим образом. Рассчитаем, насколько увеличится $\eta_з$ благодаря зацеплению в двух крайних случаях: при $\mathrm{Stk} \to \infty$, т.е. когда инерция частиц настолько велика, что частица движется все время прямолинейно, и при $\mathrm{Stk} \to 0$, т.е. когда частица движется по линиям тока. В первом случае приращение равно

$$\eta_\chi = \Delta\eta_з = (r + R)/R - 1 = r/R = \chi \tag{6.31}$$

для цилиндра и

$$\eta_\chi = \Delta\eta_з = [(r + R)/R]^2 - 1 = \chi + 2\chi \approx 2\chi \qquad (6.32)$$

для шара. В случае потенциального обтекания цилиндра радиусом R уравнения линий тока имеют вид: $\psi = (\rho - 1/\rho)\sin\theta = C$. При $\rho \to \infty$ $C = \rho \sin\theta$. Таким образом, C есть расстояние h от соответствующей линии тока до осевой горизонтальной линии на бесконечно большом расстоянии от цилиндра. При $\theta = \pi/2$, т.е. в экваториальном сечении, $C = \rho - 1/\rho$. При изображенном на рис. 6.2 положении частицы $C = 1 + \chi - 1/(1 + \chi)$, и так как для безынерционной частицы без эффекта зацепления $\eta_з = 0$, то

$$\eta_\chi = \Delta\eta_з = 1 + \chi - 1/(1+\chi) \approx 2\chi. \qquad (6.33)$$

Для потенциального обтекания шара $\psi = (\rho^2 - 1/\rho)\sin^2\theta = C^2$ и

$$\eta_\chi = \Delta\eta_з = (1 + \chi)^2 - 1/(1 + \chi) \approx 3\chi. \qquad (6.34)$$

Для вязкого обтекания шара $\psi = (\rho^2 - 1{,}5\rho + 0{,}5/\rho)\sin^2\theta = C^2$ и

$$\eta_\chi = \Delta\eta_з = (1 + \chi)^2 - 1{,}5(1 + \chi) + 0{,}5/(1 + \chi) \approx 1{,}5\chi. \qquad (6.35)$$

Для вязкого обтекания цилиндра — из ранее рассмотренных формул следует, что

$$\eta_\chi = \Delta\eta_з = \frac{(1+\chi)\ln(1+\chi) - \dfrac{\chi(2+\chi)}{2(1+\chi)}}{2 - \ln \mathrm{Re}}. \qquad (6.36)$$

Таким образом, при потенциальном обтекании цилиндра η_χ лежит между χ и 2χ, при потенциальном обтекании шара — между 2χ и 3χ. Для вязкого обтекания этот метод не вполне удобен (для цилиндра). В этом случае выражение (6.36) можно упростить до соотношений

$$\eta_\chi = \chi^2/(2 - \ln \mathrm{Re}) \qquad (6.37)$$

или

$$\eta_\chi = \chi^2 \mathrm{Re}^{0{,}0625}. \qquad (6.37а)$$

Из приведенных выше уравнений следует, что эффект зацепления становится значительным при осаждении частиц на сферах с малым диаметром. Кроме того, они показывают, что осаждение за счет эффекта зацепления не зависит "впрямую" от скорости газов, но в значительной степени определяется режимом течения газового потока.

6.3.2. ДИФФУЗИОННОЕ ОСАЖДЕНИЕ

Вероятность столкновения мелких частиц с поверхностью во многом определяется параметрами теплового (броуновского) движения молекул. Поэтому диффузия этих частиц способствует их осаждению на поверхности препятствия (капли). Интенсивность диффузионного осаждения будет, оче-

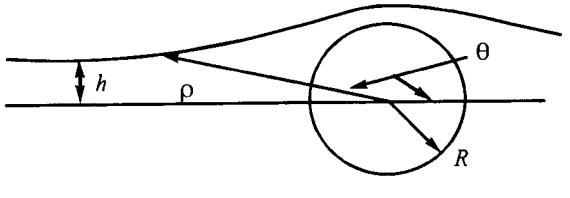


Рис. 6.2. К понятию зацепления

видно, определяться соотношением сил внутреннего трения и диффузионных сил. Данное соотношение характеризуется *числом подобия Шмидта* (Sc), иногда называемого *диффузионным числом Прандтля* (Pr_D)

$$Sc = Pr_D = \mu_г/(\rho_г D) = \nu_г/D.$$

Другим числом подобия, используемым в практике диффузионных расчетов, является *диффузионное число Пекле* (Pe_D), представляющее собой отношение интенсивностей конвективного и молекулярного (молярного) переносов массы

$$Pe_D = Re \cdot Sc = \frac{\nu_г \rho_г l}{\mu_г} \cdot \frac{\mu_г}{\rho_г D} = \frac{\nu_г l}{D},$$

где l — определяющий линейный параметр обтекаемого тела.

Для расчета эффективности диффузионного осаждения частиц **при обтекании газовым потоком** шара было предложено выражение

$$\eta_D = \frac{2\sqrt{2}}{(Pe_D d_к)^{1/2}}. \qquad (6.38)$$

Уравнение для расчета эффективности диффузионного осаждения на цилиндре при его вязком обтекании имеет вид:

$$\eta_D = 2{,}92(2 - \ln Re_т)^{-1/3}\, Pe_D^{-2/3}, \qquad (6.39)$$

а при потенциальном обтекании

$$\eta_D = 3{,}19/Pe_D^{1/2}. \qquad (6.39а)$$

Здесь $Re_т = \rho_г \nu_г d_т/\mu_г$; $d_т$ — диаметр (эквивалентный) обтекаемого тела.

Согласно вышеприведенным уравнениям, эффективность диффузионного осаждения обратно пропорциональна размеру частицы и скорости газового потока. Очевидно, она будет иметь значение при очень медленном движении мелких частиц.

Диффузиофорез (использование эффекта конденсации для осаждения взвешенных частиц). Под диффузиофорезом понимается движение частиц, вызванное градиентом концентрации компонентов газовой смеси. Явление диффузиофореза наиболее наглядно проявляется в процессах испарения и конденсации.

Скорость диффузионного движения частицы $\nu_{дф}$ при $d_ч \ll 1$ в парогазовой смеси составляет [17]

$$\nu_{дф} = -\frac{\sqrt{M_п}\, p_{пг}}{p_п\sqrt{M_п} + p_г\sqrt{M_г}} \cdot \frac{D_п}{p_г} \operatorname{grad} p_п, \qquad (6.40)$$

где $M_п$ и $M_г$ — молекулярные массы пара и сухого газа; $p_п$ и $p_г$ — парциальные давления пара и сухого газа; $p_{пг}$ — давление парогазовой смеси; $D_п$ — коэффициент диффузии пара в парогазовой смеси.

Формула (6.40) учитывает как диффузию самих частиц, так и стефановское течение.

Для расчета скорости диффузиофореза при $d_ч \gg l_i$ П. Гольдшмитом и Ф. Дж. Меем предложена формула [18]

$$v_{\text{дф}} = -\frac{\sqrt{M_{\text{п}}}\, D_{\text{п}} \operatorname{grad} p_{\text{п}}}{\left(\dfrac{p_{\text{п}}}{p_{\text{пг}}}\sqrt{M_{\text{п}}} + \dfrac{p_{\text{пг}} - p_{\text{п}}}{p_{\text{пг}}}\sqrt{M_{\text{г}}}\right)(p_{\text{пг}} - p_{\text{п}})}. \qquad (6.41)$$

Согласно исследованиям Ю. И. Яламова и Б. В. Дерягина [18] формулой (6.40) можно пользоваться при числе Кнудсена Kn > 0,7 (Kn = $l_i/d_{\text{ч}}$), а формулой (6.41) — при Kn < 0,5, т.е. переходная область является довольно узкой. Б. В. Дерягиным и С. С. Духиным [19] была получена формула, позволяющая рассчитать скорость осаждения частиц на сферической капле при конденсации на ней пара, т.е. при совместном действии диффузии самих частиц и стефановского течения:

$$l_{\text{ч}} = \frac{2\pi d_{\text{к}} D_{\text{п}} (y_{\infty} - y_{\text{к}}) n_o}{y'\{\exp[D_{\text{п}}(y_{\infty} - y_{\text{к}})/(D_{\text{ч}} y')] - 1\}}, \qquad (6.42)$$

где $l_{\text{ч}}$ — скорость осаждения частиц на капле, 1/с; y_{∞} и $y_{\text{к}}$ — концентрация пара в потоке и у поверхности капли, кг/м^3; y' — концентрация неконденсирующегося газа, кг/м^3.

Из уравнения (6.42) следует, что стефановское течение не влияет на осаждение частиц на капле только при малых значениях отношения $D_{\text{п}}(y_{\infty} - y_{\text{к}})\ 1/(D_{\text{ч}} y')$.

Эффективность осаждения частиц при конденсации паров на растущей капле $\eta_{\text{дф}}$ может быть определена из выражения [19]

$$\eta_{\text{дф}} = \frac{144\pi\mu_{\text{г}} D_{\text{п}} (y_{\infty} - y_{\text{к}})}{g\rho_{\text{ч}} y' d_{\text{к}} (d_{\text{к}}^2 - d_{\text{ч}}^2)}. \qquad (6.42а)$$

Уравнение (6.42а) показывает, что для малых частиц эффективность захвата с уменьшением их размера (при прочих равных условиях) остается почти постоянной и что желательно присутствие в потоке капель возможно меньшего размера. Однако с другой стороны, капли должны быть и достаточно большими, чтобы на их распыливание не расходовалась значительная энергия и для их осаждения можно было использовать простейшие каплеуловители.

Здесь рассмотрены далеко не все механизмы, определяющие эффективность осаждения частиц на капле. Отметим, что общая эффективность осаждения находится из выражения

$$\eta_{\text{з}} = 1 - (1 - \eta_{\text{stk}})(1 - \eta_{\text{ч}})(1 - \eta_D)(1 - \eta_{\text{дф}})... \qquad (6.43)$$

Если один или два механизма играют решающую роль при улавливании частиц, то в этом конкретном случае следует рассчитывать величину $\eta_{\text{з}}$ по наиболее вероятным механизмам осаждения. Остальные механизмы будут играть второстепенную роль и ими можно пренебречь.

Вернемся к анализу процесса кинематической коагуляции, когда основным механизмом улавливания частиц является механизм инерции.

Скорость кинематической коагуляции или, что более точно, скорость убывания счетной концентрации мелких частиц, может быть определена по формуле

$$N_{\text{кин}} = -(dn/d\tau) = \eta_{\text{з}}(\pi/4) d_{\text{к}}^2 v_{\text{к}} n_{\text{к}} n, \qquad (6.44)$$

где $n_{\text{к}}$ — счетная концентрация капель. Отсюда

$$n = n_0 \exp[-\eta_{\text{з}}(\pi/4) d_{\text{к}}^2 v_{\text{к}} n_{\text{к}}]. \qquad (6.45)$$

Поскольку экспоненциальная функция изменяется быстрее любой показательной, то $N_{\text{кин}}$ больше скорости любого другого типа коагуляции.

Чтобы иметь количественное представление о совместном влиянии различных механизмов осаждения на эффективность захвата частиц крупной каплей, рассмотрим следующий пример. Л. Е Спаркс и М Дж Пилат [20] провели расчет эффективности улавливания частиц одиночными каплями за счет инерционной силы и эффекта конденсации При расчетах принимались такие допущения:

1) эффектом зацепления можно пренебречь ($d_ч/d_к$ <<1);

2) каждая частица, достигшая капли, осаждается на ней;

3) движение газового потока потенциальное;

4) сила сопротивления движению частицы подчиняется закону Стокса;

5) температура капли при конденсации паров остается постоянной.

Результаты расчетов для случая $v_г$ = 1 м/с в зависимости от значения числа Stk представлены на рис. 6 3.

Отметим, что в качестве паров в данной задаче рассматривались пары воды, а градиент давления пара на поверхности капли dp/dr принимался в случае конденсации равным 10^9 Па/м, при испарении — -10^9 Па/м. Правда, в данном случае это был не совсем градиент, поскольку использовалась замена $dp = p_ж - p_п$, но все же из этих данных четко видно направление диффузии и стефановского потока.

Если вспомнить, что (4.57)

$$\mathrm{Stk} = \frac{d_ч^2 \rho_ч v_к}{18 \mu_г d_к},$$

и учесть, что выигрыш от процесса конденсации особенно существенен при малых величинах этого числа подобия, то можно сделать вывод о наибольшем влиянии процесса конденсации на очистку газов при улавливании малых частиц

При тех же условиях был проведен также расчет эффективности улавливания частиц в скруббере с высотой рабочей зоны 0,3 м при удельном орошении m' = 0,5 л/м^3 каплями диаметром 200 мкм. Результаты расчета представлены на рис. 6.4. Из рисунка видно, что применение конденсации и в этом случае наиболее целесообразно при улавливании частиц менее 2 мкм.

Изменение размера капли по отношению к первоначальному размеру частицы можно описать такой формулой

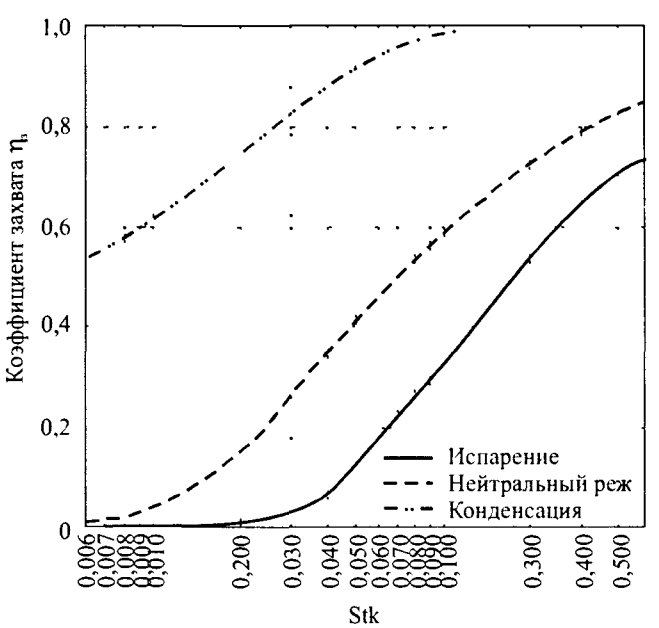


Рис. 6.3. Зависимость коэффициента захвата от числа Стокса при различных условиях

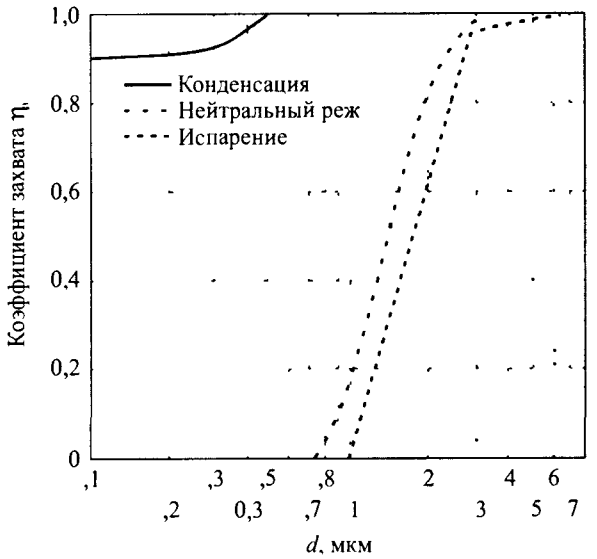


Рис. 6.4. Зависимость коэффициента захвата от диаметра частицы в полом форсуночном скруббере

$$\tau \approx \frac{1}{40}\frac{d_ч^2}{D_п}\left(\frac{\rho_р}{M_р}\right)^2 \frac{M_ч R_г T_г}{\rho_ч p_р}\left(\frac{d_к}{d_ч}\right)^5.$$

Здесь $\rho_р$ — плотность растворителя (например, воды), кг/м^3; $M_р$ и $M_ч$ — молекулярная масса растворителя и растворенного вещества, кг/кмоль; $p_р$ — давление паров растворителя над чистым раствором, Па.

Расчет по этому уравнению и приведенным ранее со всей полнотой подчеркивают преимущества процесса конденсации в аппарате для улавливания мелких частиц. Как видно из предыдущих соотношений, расчет процесса кинематической коагуляции достаточно прост и надежен. Однако, как это обычно и бывает, практика газоочистки дает отличные от расчетных результаты. Причины такого расхождения кроются, конечно, в методиках определения коэффициента захвата частиц каплей.

Причин расхождения расчетных и практических результатов две. Во-первых, предположение о том, что скоростью движения мелких частиц можно пренебречь, является чрезмерным упрощением. Если скоростью осаждения мелких частиц пренебречь нельзя, расчеты необходимо вести по относительной скорости движения частиц. В этом случае распределение скоростей в обтекающем частицу газовом потоке и коэффициент захвата несколько изменяются, причем степень изменения будет увеличиваться по мере сближения размеров крупных и мелких частиц. Значения коэффициента захвата падающими водяными каплями частиц аэрозоля в случае вязкого течения при $d_ч/d_к >> 0{,}2$ приведены на рис 6 5. Согласно данным этого рисунка, при $d_к < 36$ мкм маленькие частицы каплями не захватываются. Однако, как указывает Н. А. Фукс, значения $\eta_з$ не равны нулю для частиц любой величины Ниже приводятся рассчитанные им минимальные значения коэффициентов захвата, отнесенные к миделевому сечению капли:

$d_ч/d_к$	1,0	0,8	0,6	0,4	0,2	0,1	0,05	0,025
$\eta_з$ при вязком течении	1,25	0,83	0,48	0,22	0,06	0,014	0,0036	0,001
$\eta_з$ при потенциальном течении	3,50	2,69	1,93	1,25	0,62	0,30	0,15	0,075

Действительные значения $\eta_з$, как правило, выше приведенных. Вторая причина расхождения расчетных и практических данных заключена в физических свойствах частиц. До сих пор предполагалось, что любая частица, столкнувшаяся с каплей, поглощается последней. На самом деле это будет

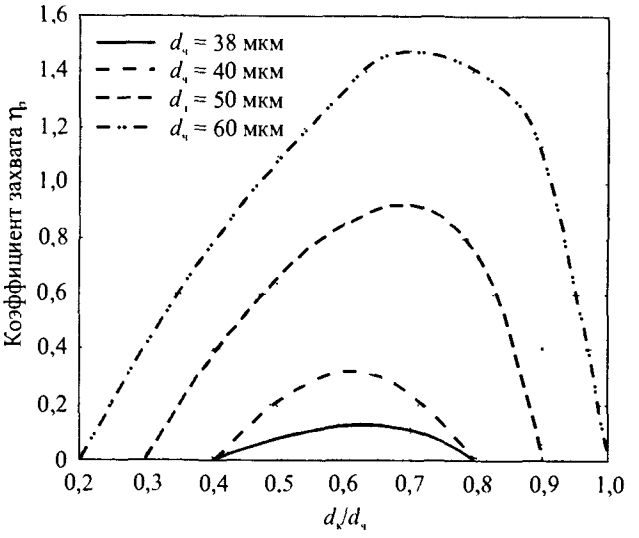


Рис. 6.5. Зависимость коэффициента захвата каплями частиц от соотношения их диаметров (по Н.А. Фуксу)

так, если частица смачивается жидкостью капли. Влияние смачиваемости частицы на коэффициент захвата изучал А. Т. Литвинов. Для хорошо смачиваемых частиц (гидрофильных) необходимым условием захвата их каплей является соприкосновение (контакт) частицы с каплей (с вытеснением газовой прослойки); для плохо смачиваемых и не смачиваемых частиц (гидрофобных) необходимо проникновение частиц в каплю на величину, равную диаметру частиц.

Отношение критерия Stk или величины инерционного пробега гидрофильной частицы соответственно при идентичных условиях к критерию Stk или инерционному пробегу гидрофобной частицы назовем параметром гидрофильности частиц M, т.е.

$$M = \frac{\mathrm{Stk}_{\text{филь}}}{\mathrm{Stk}_{\text{фоб}}} = \frac{l_{i,\text{филь}}}{l_{i,\text{фоб}}} \le 1. \qquad (6.46)$$

Обратная величина называется параметром гидрофобности $L = 1/M$.

Инерционный пробег частиц в области движения при $\mathrm{Re} \le 1$ вычисляется по уравнению:

а) для гидрофильной частицы

$$l_{i,1} = v_0 t_р;$$

б) для гидрофобной частицы (с учетом затраты кинетической энергии на погружение частицы в каплю жидкости)

$$l_{i,2} = v_0 t_р - \varphi \ln [1 + v_0/\psi],$$

где $\varphi = \sigma d_ч \rho_ч/(81\mu_г^2)$; $\psi = \sigma/(4{,}5\mu_г)$.

Инерционный пробег частицы в области движения $\mathrm{Re} \le 300$ вычисляют по уравнениям:

а) для гидрофильной частицы ($C_D = A + Б/\mathrm{Re}$)

$$l_{i,3} = \gamma \ln [(\alpha v_0 + \beta)/(\alpha v_x + \beta)],$$

где $\alpha = 0{,}75A\rho_г/(d_ч\rho_ч)$; $\beta = 0{,}75Б\mu_г/(d_ч^2\rho_ч)$; $\gamma = 1{,}33d_ч\rho_ч/(A\rho_г)$;

б) для гидрофобной частицы

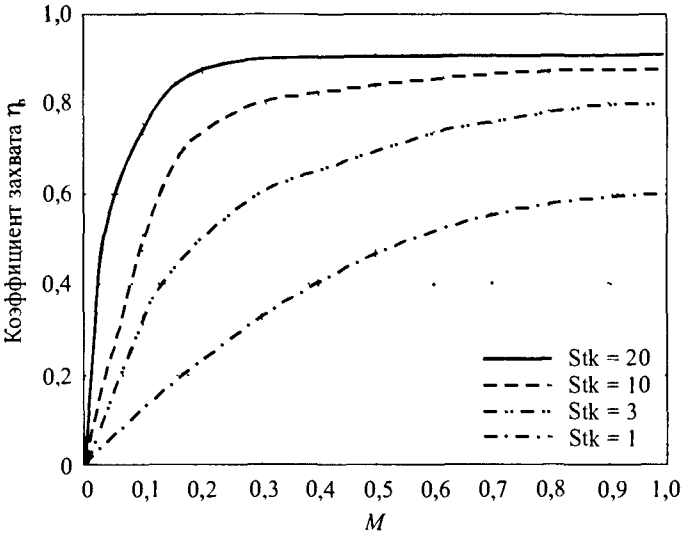


Рис. 6.6. Зависимость коэффициента захвата от степени гидрофильности

$$l_{t,4} = \frac{1}{2\alpha}\ln\frac{\alpha v_0^2 + \beta v_0 + \zeta}{\varsigma} - \frac{\beta}{\alpha\sqrt{2\alpha\zeta - \beta^2}}\operatorname{arctg}\frac{\sqrt{4\alpha\zeta - \beta^2}\,(\alpha v_0 + \beta)}{\alpha(2\zeta - \beta v_0) - \beta^2},$$

где $\zeta = 4\sigma/(d_ч^2\rho_ч)$.

Зависимость коэффициента захвата от M показана на рис. 6.6.

Обработка экспериментальных и теоретических данных для зависимости коэффициента захвата от степени гидрофобности частиц дает следующие результаты:

а) при потенциальном обтекании частиц (при Stk > 0,25)

$$\eta_з^п = \frac{\mathrm{Stk}}{\mathrm{Stk} + 0{,}59L} = \frac{l_t}{l_t + 0{,}59\overline{d}_к L}; \tag{6.47}$$

б) при вязком обтекании (Stk > 0,607)

$$\eta_з^в = \frac{\mathrm{Stk}_1}{\mathrm{Stk}_1 + 3L} = \frac{l_{t,1}}{l_{t,1} + 3\overline{d}_к L}. \tag{6.48}$$

Для потенциального обтекания при $d_ч/d_к = 0{,}1$ и в интервале $0{,}125 < \mathrm{Stk} < 2{,}5$ коэффициент захвата равен

$$\eta_з = \frac{\mathrm{Stk}}{\mathrm{Stk} + 0{,}23L} = \frac{l_t}{l_t + 0{,}23\overline{d}_к L}.$$

6.4. УСЛОВИЯ УДЕРЖАНИЯ ЧАСТИЦ АЭРОЗОЛЯ НА ПОВЕРХНОСТЯХ

Из предыдущего изложения видно, что не всякое соударение частиц между собой, с поверхностью или каплей заканчивается их захватом (прилипанием). Поэтому важным является выяснение условий удачного соприкосновения частицы с препятствием.

Это соприкосновение подчиняется закономерностям удара. Известно, что если имеет место не абсолютно упругое столкновение двух тел, то они после отскока обладают меньшей скоростью, чем до соударения. Отношение скоростей после и до удара называют коэффициентом восстановления k.

Для частиц аэрозоля k можно принять равным 0,8.

Отскоку частиц после удара препятствуют силы адгезии. Если кинетическая энергия отскока частиц (в предположении отсутствия сил адгезии) меньше энергии адгезии, то частицы прилипают; в противном случае они отскакивают. Таким образом, если пренебречь влиянием силы тяжести, то предельное условие прилипания частицы к сухой поверхности выразится уравнением

$$\frac{m_ч v_{от}^2}{2} = \frac{m_ч v_{от}}{2} \cdot \frac{k^2}{1-k^2} = E_{ад}. \tag{6.49}$$

В соответствии с теорией молекулярных взаимодействий Е. М. Лифшица, пренебрегая электрическими и капиллярными силами, действительной формой частицы и ее деформацией при ударе, а также рядом других факторов для силы адгезии можно записать

$$F_{ад} = \frac{h_ω d_ч}{16\pi z_0^2}, \tag{6.50}$$

где $h_ω$ — константа Лифшица – Ван-дер-Ваальса; z_0 — зазор между контактирующими телами, при котором силы адгезии достигают максимума.

Величина $h_ω$, известная лишь для небольшого числа твердых веществ, колеблется в пределах от 0,6 до 9 эВ (1 эВ ≈ 1,602·10 ^{19} Дж). Приняв в качестве среднего значения $h_ω$ = 6 эВ, а величину z_0 в соответствии с установившейся практикой равной 4·10 ^{8} см, получим

$$F_{ад} = 0{,}012 d_ч \text{ дин} = 0{,}12 \cdot 10^{6} d_ч \text{ Н}, \tag{6.51}$$

где $d_ч$ — диаметр частиц, мкм.

Энергия адгезии определяется выражением

$$E_{ад} = \int_0^\infty F_{ад}\, dh.$$

Сила адгезии убывает очень быстро — пропорционально квадрату или даже кубу зазора в наиболее узком его месте, становясь чрезвычайно малой величиной уже при зазорах около 1 мкм. Прямое измерение зазора весьма сложно. Если принять, что $E_{ад} = F_{ад} h$, а $h = 6 \cdot 10^{-8}$ см, то получим:

$$E_{ад} = 0{,}012 \cdot 6 \cdot 10^{-8} d_ч.$$

Тогда из условия (6.49) находим

$$v^2 = \frac{2 \cdot 0{,}012 \cdot 6 \cdot 10^{-8} d_ч}{m_ч} \cdot \frac{1-k^2}{k^2},$$

откуда граничное значение скорости, при которой еще возможно прилипание частиц, равно

$$v = 0{,}249/d_ч, \text{ см/с}, \tag{6.52}$$

где $d_ч$ измеряется в мкм.

Разумеется, выражение (6.52) нельзя считать достаточно строгим; оно дает лишь ориентировочные значения v, которые можно рассматривать как верхнюю границу критической скорости.

6.5. ТУРБУЛЕНТНАЯ КОАГУЛЯЦИЯ

При турбулентном движении газового потока решающую роль в столкновении частиц играют турбулентные пульсации. В турбулентном потоке возможны два механизма коагуляции. Первый из них имеет место при полном увлечении частиц аэрозоля турбулентными пульсациями. Этот механизм наблюдается преимущественно при плотности частиц, мало отличающейся от плотности потока. В случае аэрозольных частиц, плотность которых примерно в 10^3 раз больше плотности газов, полного увлечения частиц не происходит. Поэтому для аэрозольных частиц этот механизм имеет второстепенное значение. Наибольший коагуляционный эффект в турбулентном газопылевом потоке осуществляется благодаря второму механизму, получившему название механизма ускорения.

Скорость коагуляции по первому механизму определяется степенью турбулентности потока и соотношением размера частиц и масштаба турбулентности. Как и при градиентной коагуляции, вероятность столкновения частиц пропорциональна кубу их диаметров. Используя анализ размерностей и экспериментальные данные, можно получить следующее выражение:

$$N_т = -\frac{dn}{d\tau} \approx 1{,}3\sqrt{\frac{\varepsilon_т}{\nu_г} d_ч^3 n^2}. \qquad (6.53)$$

Здесь $\varepsilon_т$ — величина, характеризующая турбулентный поток, м^2/с^3. Она определяется из соотношения

$$\varepsilon_т = v_т^3/l, \qquad (6.53а)$$

где l — характерный линейный параметр, м. Для трубы l равен ее диаметру $D_{тр}$.

Формула (6.52) справедлива при условии, что до соприкосновения частиц преобладает турбулентная диффузия, т.е. коэффициент турбулентной диффузии $D_т$ больше коэффициента броуновской диффузии $D_б$. Это имеет место, когда соблюдается неравенство

$$d_ч > (D_б^2 \nu_г/\varepsilon_т)^{1/2} \qquad (6.54)$$

Если неравенство (6.54) не соблюдается, то даже в турбулентном потоке развитие коагуляции подчиняется закономерностям броуновской диффузии.

Отношение скоростей турбулентной и броуновской (тепловой) коагуляции равно

$$\frac{N_т}{N_б} \cong 0{,}0516\sqrt{\frac{\varepsilon_т}{\nu_г}} \cdot \frac{d_ч}{D}. \qquad (6.55)$$

Обычно $\varepsilon_т$ составляет величину 10^2 и более. При $\varepsilon_т = 10^2$ м^2/с^3 в газовом потоке $N_т > N_б$ для частиц, размер которых превышает 10^{-5} см (0,1 мкм). Коагуляция же частиц с $d_ч \le 10^{-5}$ см определяется броуновской диффузией.

Коагуляция за счет механизма ускорения осуществляется благодаря различию в плотности газового потока и частиц аэрозоля. Скорости, приобретаемые частицами, зависят от их массы и существенно различаются в полидисперсных системах. Благодаря различию в скоростях движения частиц и происходят встречи этих частиц, которые сопровождаются их коагуляцией.

Скорость турбулентной коагуляции по второму механизму (механизму ускорения) определяется по формуле

$$N_{\text{уск}} = -\frac{dn}{d\tau} = \pi \frac{\rho_{\text{ч}}}{\rho_{\text{г}}} \beta \frac{\varepsilon_{\text{т}}^{3/4}}{\nu_{\text{г}}^{5/4}} d_{\text{ч}}^4 n^2, \tag{6.56}$$

где $\rho_{\text{ч}}$ — плотность частиц, кг/м^3; β — коэффициент, характеризующий распределение частиц по размерам (как правило, это — стандартное отклонение); $d_{\text{ч}}$ — средний диаметр частиц, м.

Подобный механизм коагуляции возможен только в случае полидисперсного аэрозоля. Сравнивая скорость коагуляции $N_{\text{уск}}$ со скоростью коагуляции $N_{\text{т}}$, с точностью до численного множителя имеем

$$\frac{N_{\text{уск}}}{N_{\text{т}}} \approx 2{,}41 \frac{\rho_{\text{ч}}}{\rho_{\text{г}}} \cdot \frac{d_{\text{ч}} \varepsilon_{\text{т}}^{1/4}}{\nu_{\text{г}}^{3/4}}. \tag{6.57}$$

Преобразуя отношение $\varepsilon_{\text{т}}^{1/4} / \nu_{\text{г}}^{3/4}$ с учетом выражения (6.53а), получим для течения в трубе

$$\frac{\varepsilon_{\text{т}}^{1/4}}{\nu_{\text{г}}^{3/4}} = \frac{\nu_{\text{т}}^{3/4}}{D_{\text{тр}}^{1/4} \nu_{\text{г}}^{3/4}} = \frac{1}{D_{\text{тр}}} \cdot \frac{\nu_{\text{г}}^{3/4} D_{\text{тр}}^{3/4}}{\nu_{\text{г}}^{3/4}} = \frac{\text{Re}^{3/4}}{D_{\text{тр}}} \approx \frac{1}{\lambda_0}. \tag{6.58}$$

Здесь λ_0 — масштаб турбулентных пульсаций, соответствующий условию

$$\text{Re}_{\lambda} = \frac{|\nu_{\text{г}}'| \lambda_0}{\nu_{\text{г}}} = 1,$$

где $|\nu_{\text{г}}'|$ — абсолютное значение (модуль) пульсации скорости, м/с. Таким образом

$$\frac{N_{\text{уск}}}{N_{\text{т}}} \approx 2{,}41 \frac{\rho_{\text{ч}}}{\rho_{\text{г}}} \frac{d_{\text{ч}}}{\lambda_{\text{о}}}.$$

Отсюда следует, что механизм ускорения преобладает у более крупных частиц. При обычном значении $\lambda_0 = 10^{-1}$–10^{2} см механизм оказывает решающее влияние на коагуляцию частиц размером более 10^{-5}–10^{-4} см (0,1–1,0 мкм).

Следует отметить, что турбулентное движение сильнее искажает линии тока мелких частиц аэрозоля, движущихся мимо крупной частицы, чем инерционные силы. Поэтому в случае турбулентной коагуляции каждое столкновение, рассчитанное на основе прямолинейных траекторий, приводит к коагуляции.

6.6. АКУСТИЧЕСКАЯ КОАГУЛЯЦИЯ

При воздействии звуковых и ультразвуковых волн на промышленные газы, содержащие взвешенные частицы, можно при определенных условиях добиться такого колебательного движения частиц, при котором значительно увеличивается вероятность столкновения частиц друг с другом, в результате чего частицы слипаются, образуя крупные агрегаты (коагулируют), что значительно облегчает последующую очистку газов в газоочистных аппаратах.

Согласно современным представлениям на взвешенные в газах частицы при воздействии акустических колебаний действуют три основных фактора: совместное колебание частиц и газовой среды, динамические силы между соседними частицами и давление акустической радиации.

В зависимости от условий взвешенная частица либо участвует в колебаниях среды (полностью или частично), либо не участвует вовсе.

Если принять в качестве упрощающего условия, что между взвешенной частицей и колеблющейся средой действуют силы Стокса, то можно записать

$$F_c = 3\mu_г d_ч (v_г - v_ч), \tag{6.59}$$

где $v_г$ — скорость газов, м/с. Это допущение справедливо для частиц диаметром до 4 мкм и при частотах колебаний до 10 кГц.

При пропускании звуковых волн через объем газа, находящийся в некотором замкнутом сосуде, в последнем устанавливаются стоячие звуковые волны, скорость газа в которых изменяется в соответствии с уравнением

$$v_г = a\frac{\omega}{c}\sin\left(\frac{\omega}{c}x\right)\cos(\omega\tau), \tag{6.60}$$

где c — скорость звука; ω — угловая (круговая) частота ($\omega = 2\pi\nu$, здесь ν — частота звука, Гц); a — амплитуда звуковой волны.

Из выражения (6.60) следует, что в точках $x = 0$, $\pi c/\omega$, $2\pi c/\omega$,..., удаленных друг от друга на расстояние $\pi c/\omega = \lambda/2$ (λ — длина звуковой волны), скорость $v_г$ всегда равна нулю; эти точки называют *узлами скорости*. Посредине между ними (при $x = \pi c/(2\omega)$, $3\pi c/(2\omega)$,...) расположены точки, в которых амплитуда колебаний скорости максимальна; эти точки называют *пучностями волны*. Таким образом, множитель a/c в (6.60) характеризует амплитуду скорости газовой частицы в пучности волны; обозначим его через A. Тогда в целом произведение $A\omega\sin(\omega x/c) = A\omega\sin(2\pi x/\lambda)$ можно рассматривать как амплитуду скорости газа $U_г$ в любой точке x, т.е.

$$v_г = U_г\cos(\omega\tau). \tag{6.60а}$$

Пусть направление звуковой волны совпадает с направлением силы тяжести. Тогда уравнение колебания частицы аэрозоля в акустическом поле имеет вид:

$$m_ч\frac{d^2x_ч}{d\tau^2} = (m_ч - m_г)g + 3\pi\mu_г d_ч\left(U_г\cos(\omega\tau) - \frac{dx_ч}{d\tau}\right)$$

или

$$t_р\frac{d^2x_ч}{d\tau^2} + \frac{dx_ч}{d\tau} = U_г\cos(\omega\tau) + b, \tag{6.61}$$

где $b = t_р g(1 - \rho_г/\rho_ч) = v_s(1 - \rho_г/\rho_ч)$; $t_р = m_ч/(3\pi\mu_г d_ч) = \rho_ч d_ч/(18\mu_г)$.

Решение уравнения (6.61) при начальных условиях $x_ч = dx_ч/d\tau = 0$ при $\tau = 0$ имеет вид:

$$x_ч(\tau) = t_р g\left(1 - \frac{\rho_г}{\rho_ч}\right)\left\{\tau - t_р\left[1 - \exp\left(-\frac{\tau}{t_р}\right)\right]\right\} + \frac{D_3^2}{U_г}t_р\exp\left(-\frac{\tau}{t_р}\right) + \frac{D_3}{\omega}\sin(\omega\tau - \varphi). \tag{6.62}$$

Здесь

$$D_3 = \frac{U_г}{\sqrt{1+\omega^2 t_р^2}} = \frac{A\omega\sin(2\pi x/\lambda)}{\sqrt{1+\left(\frac{\pi\rho_ч d_ч^2 v}{9\mu_г}\right)^2}}; \tag{6.63}$$

$$\varphi = \operatorname{arctg}(\omega t_р) = \operatorname{arctg}\left(\frac{\pi\rho_ч d_ч^2 v}{9\mu_г}\right). \tag{6.64}$$

Легко видеть, что первое слагаемое выражения (6.62) описывает процесс осаждения частицы в спокойной среде под действием силы тяжести. Если продифференцировать его по времени, то получим выражение для скорости опускания (седиментации) частицы при выполнении закона Стокса Иными словами, первое слагаемое (6.62) не имеет никакого отношения к процессу колебания частиц, это попросту сопутствующее колебаниям поступательное (вертикальное) движение.

Второе слагаемое соотношения (6.62) характеризует начальный этап процесса колебаний. Оно показывает, что первоначально частица совершает колебания не вблизи положения покоя, а около некоторой кривой, экспоненциально приближающейся к этому положению. На амплитуду колебаний данное слагаемое влияния не оказывает, а следовательно, на коагуляцию частиц не влияет

Стационарный режим колебаний с точностью до 5 % устанавливается по истечении промежутка времени $\tau_{пер} \geq 3t_р = \rho_ч d_ч^2/(6\mu_г)$ и описывается соотношением

$$x_ч = \frac{A\sin(2\pi a/\lambda)}{\sqrt{1+(\pi\rho_ч d_ч^2 v/9\mu_г)^2}}\sin(\omega\tau-\varphi). \tag{6.65}$$

Здесь первый множитель представляет собой амплитуду колебаний частицы $X_ч$

$$X_ч = \frac{A\sin(2\pi a/\lambda)}{\sqrt{1+(\pi\rho_ч d_ч^2 v/9\mu_г)^2}}. \tag{6.66}$$

Второй множитель $\sin(\omega\tau - \varphi)$ выражает круговую частоту ω синусоидальных колебаний и сдвиг фаз φ между колебаниями газов и частицы. В компактной форме уравнение (6.65) можно переписать так

$$x_ч = X_ч\sin(\omega\tau - \varphi). \tag{6.65а}$$

Уравнение колебаний газов согласно выражению (6.60) также может быть представлено в виде

$$x_г = A\sin(2\pi a/\lambda)\sin(\omega\tau) = X_г\sin(\omega\tau). \tag{6.67}$$

Таким образом, отношение амплитуд частицы $X_ч$ и газов $X_г$ составит

$$\frac{X_ч}{X_г} = \frac{1}{\sqrt{1+(\pi\rho_ч d_ч^2 v/9\mu_г)^2}} = \frac{1}{\sqrt{Cd_ч^4 v^2+1}}, \tag{6.68}$$

где $C = \pi^2\rho_ч^2/(81\mu^2)$. Следовательно, амплитуда колебаний частицы тем больше отстает (отличается) от колебаний окружающей среды, чем больше диаметр и плотность частицы, чем выше частота колебаний и чем меньше вязкость газов.

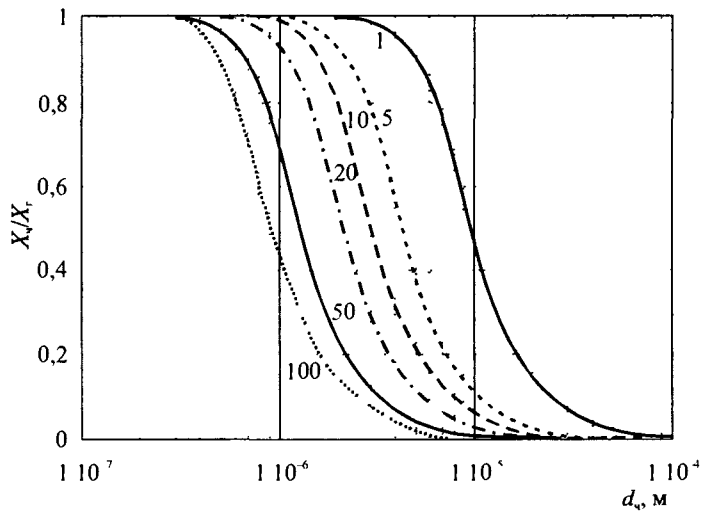


Рис. 6.7. Зависимость относительной амплитуды колебаний частицы от ее размера при различных частотах колебаний среды (1, 5, 10, 20,50 и 100 кГц)

Отношение амплитуд движения равно отношению амплитуд скоростей, так как последние увеличиваются исключительно в зависимости от угловой частоты, т.е.

$$X_ч/X_г = U_ч/U_г.$$

Из уравнения (6.68) вытекает, что при $X_ч/X_г$ = const значение $d_ч^2 \nu$ также становится постоянным. Каждому значению $d_ч^2\nu$, следовательно, соответствует определенное отношение амплитуд. Из этого отношения для частицы с заранее заданным размером можно вычислить частоту, необходимую для обеспечения требуемой амплитуды колебаний.

На рис. 6.7 показаны зависимости $X_ч/X_г$ от диаметра частицы для частот 1, 5, 10, 20, 50 и 100 кГц при вязкости воздуха $\mu_г$ = 18,05 10^{-6} Па·с и плотности частиц $\rho_ч$ = 1000 кг/м³. Из рисунка следует, что до определенных размеров взвешенная частица колеблется практически вместе с газовой средой. Эти размеры принято называть критическими для соответствующих частот. Точки пересечения прямой $X_ч/X_г$ = 0,8 с кривыми являются точками критических размеров частиц. Согласно уравнению (6.68), для этих точек пересечения соотношение амплитуд равно

$$0{,}8 = \frac{1}{\sqrt{Cd_{чк}^4\nu^2 + 1}},$$

откуда

$$d_{чк}^2\nu = \frac{6{,}75\mu_г}{\pi\rho_ч}. \qquad (6.68а)$$

Для $\mu_г$ = 18,05·10^{-6} Па·с и $\rho_ч$ = 1000 кг/м³ $d_{чк}^2\nu$ = 3,879·10^{-8} м²/с. Эта величина также может быть определена как "критическая"; она устанавливает однозначную зависимость частоты и диаметра частицы и определяет поведение взвешенной частицы в поле стоячей звуковой волны. Она определяет границы, до которых частица почти полностью колеблется совместно с газом. Значение $X_ч/X_г$ = 0,8, действительное для любой системы до тех пор, пока справедливы все принятые допущения, может служить числом (критерием) подобия

$$\frac{\rho_ч d_ч^2 v}{\mu_г} = \text{const}.$$

Из уравнения (6.68а) следует

$$(\rho_ч d_ч^2 v/\mu_г)_{кр} = 2{,}15. \qquad (6.69)$$

Пользуясь критической величиной, можно установить три различных области. Первая лежит ниже критической величины и охватывает процесс, при котором взвешенные частицы практически совершают полные колебания совместно с колебаниями газовой среды. Во второй области, в которой значения $d_ч^2 v$ близки к критической величине, частицы совершают неоднородные колебания. В третьей области (выше критической величины) частицы не совершают колебаний, и аэрозоль снова ведет себя как однородная масса.

Промышленные газы обычно содержат взвешенные частицы различного диаметра, т.е. они являются полидисперсными системами. Поэтому в акустическом поле частицы одной и той же пыли колеблются с разными амплитудами и разными фазами. Так, например, при частоте $\nu = 5$ кГц капельки воды диаметром менее 1 мкм будут колебаться практически с той же амплитудой, что и газовая среда, тогда как частицы диаметром 10 мкм имеют амплитуду, величина которой составляет 5 % от амплитуды колебания газов. Если увеличить частоту колебаний до 25 кГц, то капельки воды диаметром 1 мкм будут иметь амплитуду, равную приблизительно 90 % амплитуды газов. Чтобы уменьшить относительную амплитуду колебаний капелек диаметром 1 мкм на 50 %, следует повысить частоту примерно до 90 кГц. Однако, благодаря разнице в фазе колебаний, даже когда относительная амплитуда капельки составляет половину, максимальная относительная скорость газов по отношению к капельке составляет лишь 87 % той скорости, которая могла бы быть, если бы частица оставалась неподвижной.

Интересно отметить, что сдвиг по фазе φ прямо пропорционален критерию (6.69):

$$\varphi = 0{,}349(\rho_ч d_ч^2 v/\mu_г).$$

При $X_ч/X_г = 0{,}8$ φ составляет 43°. По мере роста частоты, диаметра и плотности частицы сдвиг по фазе увеличивается.

Практический аспект рассмотренных ранее закономерностей связан с тем, что, попадая в акустическое поле, частицы полидисперсного аэрозоля под влиянием колебательного движения газа приобретают различную скорость для частиц разных размеров. В этом случае процесс коагуляции по своим закономерностям аналогичен кинематической коагуляции, происходящей при опускании тяжелых частиц в спокойной среде.

В самом деле, согласно данным рис.6.8 и формулы (6.68), тяжелые крупные частицы практически не колеблются. В то же время, как это следует из уравнения (6.62), они весьма интенсивно осаждаются. Поэтому, если направление распространения звуковых (или ультразвуковых) волн будет параллельно движению тяжелых частиц, легкие частицы, колеблющиеся вместе с газом, будут непрерывно пересекать траекторию тяжелой частицы, увеличивая частоту (и вероятность) столкновений.

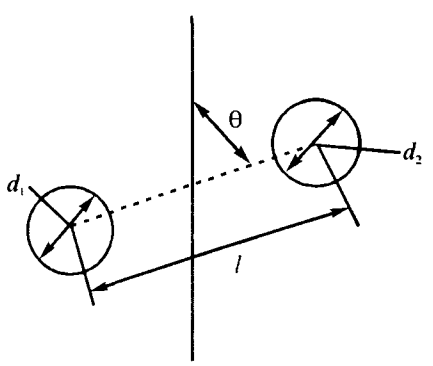


Рис. 6.8. К понятию гидродинамической силы

Таким образом, скорость акустической коагуляции в этом случае будет пропорциональна концентрации больших частиц, начальной концентрации мелких частиц, скорости движения больших частиц, амплитуде колебаний мелких частиц и размерам мелких и крупных частиц, т.е.

$$N_{ак} = -(dn/d\tau) \sim v_{бч} X_{ч} (r_{бч} + r_{ч}) n\, n_{бч}, \tag{6.70}$$

где $v_{бч}$ — средняя скорость оседания больших частиц.

В выражении (6.70) в качестве характерного размера указана сумма радиусов, так как именно она характеризует сферу поглощения. Учитывая также, что движущаяся прямолинейно большая частица имеет возможность столкнуться, как минимум, с четырьмя частицами, расположенными в плоскости, перпендикулярной движению, окончательно получим

$$N_{ак} = -(dn/d\tau) = 4 v_{бч} X_{ч} (r_{бч} + r_{ч})\, n\, n_{бч} = 2 v_{бч} X_{ч} (d_{бч} + d_{ч})\, n\, n_{бч},$$

откуда

$$n = n_0 \exp[-2\, v_{бч} (d_{бч} + d_{ч}) n_{бч} \tau]. \tag{6.71}$$

Слабым местом приведенных выше выкладок является то, что различия в амплитудах колебаний частиц разного размера может привести к соударению лишь тех частиц, линия центров которых в момент соударения параллельна направлению колебаний. При этом расстояние между частицами не должно превышать их относительной амплитуды колебаний. При таких обстоятельствах время коагуляции аэрозоля вряд ли сможет быть сокращено с нескольких часов до нескольких секунд, как это наблюдается на практике. Заметим также, что выражение (6.71) дает лишь первое приближение к закономерностям изменения численной концентрации мелких частиц, так как размеры этих частиц (как и вообще аэрозоля) образуют непрерывный спектр, и при решении уравнения акустической коагуляции необходимо выполнять интегрирование по всем размерам частиц из этого спектра. Методику такой процедуры решения уравнений коагуляции мы рассмотрим позже, а сейчас перейдем к анализу других возможных механизмов перемещения частиц, способствующих их сближению и столкновению.

6.6.1. ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ СИЛЫ ПРИТЯЖЕНИЯ И ОТТАЛКИВАНИЯ

Эти силы возникают между частицами, находящимися друг от друга на расстоянии, не превышающем нескольких диаметров частиц, в результате сужения потоков газов между соседними частицами (эффект Бернулли). Наглядное представление о действии этих сил можно получить, если подуть между близко расположенными параллельными листами бумаги.

Совершенно ясно, что величина этой силы будет пропорциональна объемам частиц, т.е. кубу их диаметров. Кроме того, она прямо пропорциональна квадрату скорости газа (см. уравнение Бернулли) и обратно пропорциональна четвертой степени расстояния между частицами. Коэффициенты пропорциональности можно получить из решения задачи потенциального обтекания сферы. Кениг решил такую задачу. И получил для случая плоского (двумерного) течения следующие компоненты силы:

$$F_y = \frac{3\pi \rho_г d_{ч1}^3 d_{ч2}^3}{128 \cdot l^4} \sin\theta (1 - 5\cos^2\theta) v_r^2; \tag{6.72}$$

$$F_x = \frac{3\pi \rho_г d_{ч1}^3 d_{ч2}^3}{128 \cdot l^4} \cos\theta (3 - 5\cos^2\theta) v_r^2. \tag{6.73}$$

Ось x направлена параллельно линии распространения волн. Прямая, соединяющая обе частицы, образует с осью x угол θ (рис. 6.9). Расстояние между этими двумя частицами, имеющими диаметры $d_{ч1}$ и $d_{ч2}$, равно l.

Легко заметить, что если $\theta = 0$, т.е. частицы расположены друг над другом, то между ними действует сила отталкивания, равная

$$F_x = -3\pi\rho_г d_{ч1}^3 d_{ч2}^3 v_г^2 / (64 \cdot l^4). \tag{6.74}$$

При $\theta = \pi/2$, т.е. когда частицы расположены на линии, перпендикулярной линии распространения волн, между ними действует сила притяжения

$$F_y = \frac{3\pi\rho_г d_{ч1}^3 d_{ч2}^3 v_г^2}{128 \cdot l^4}. \tag{6.75}$$

В диапазоне углов от 0 до 90° положение обстоит следующим образом: до $\theta \cong 63{,}5°$ между частицами действуют силы отталкивания, а затем при $63{,}5 < \theta < 90°$ — силы притяжения. При $\theta > 90°$ имеет место симметрия воздействий.

Используя уравнение (6.75), можно (путем решения обычной задачи механики движения частицы под действием силы) определить время τ_0, необходимое двум частицам одинакового диаметра d для сближения их от расстояния l до соприкосновения, т.е. до расстояния между центрами частиц, равного d:

$$\tau_0 = \frac{64\mu_г(l^5 - d^5)}{5\rho_г d^5 (\Delta v)^2},$$

где Δv — амплитуда относительной скорости движения частиц и среды.

Использование этого выражения для системы частиц, очевидно, представляет большие трудности даже в случае монодисперсного аэрозоля, так как немедленно после начала акустической коагуляции аэрозоль становится все более и более полидисперсным. Вычисляя τ_0 для различных частот и частиц разного размера, можно показать, что, по крайней мере, при звуковых и низких ультразвуковых частотах гидродинамические силы недостаточны для объяснения наблюдаемого положения аэрозоля в звуковых полях. Эти силы, вероятно, вызывают слияние частиц в хлопья, располагающиеся поперек трубы, но ими одними нельзя объяснить начальную стадию коагуляции, и поэтому они не могут рассматриваться в качестве первоначальной причины акустической коагуляции аэрозолей.

6.6.2. РАДИАЦИОННОЕ ДАВЛЕНИЕ В АКУСТИЧЕСКОМ ПОЛЕ

Еще одним механизмом, действующим при акустической агрегации частиц, является радиационное давление звука. В механике сплошных сред показывается, что в звуковом поле плоской стационарной волны взвешенная сферическая частица испытывает действие периодической силы, обусловленной радиационным давлением звука, которая принуждает частицу двигаться по направлению к пучностям колебаний, т.е. месторасположениям колебаний максимальной амплитуды. Для частицы диаметром d, малым по сравнению с длиной волны λ, максимальное значение силы радиационного давления дается уравнением:

$$F_{p\max} = \frac{5\pi^2 d_ч^3}{12\lambda} E_а = \frac{5\pi}{2\lambda} V E_а, \tag{6.76}$$

где $E_а$ — средняя плотность энергии звукового поля, а V — объем частицы. Таким образом, если в аэрозоле устанавливаются стоячие волны, то мы можем ожидать, что радиационное давление принудит частицы сконцентрироваться вблизи пучностей.

Причины именно такого поведения частиц кроются в физике течения вязкой жидкости в поле звуковой волны. В самом деле, если стоячая звуковая волна распространяется в области, размеры которой меньше длины волны λ, то на границах этой области формируется акустический пограничный слой толщиной δ. В этом слое происходит падение скорости потока от ее значения в звуковой волне до нуля на твердой поверхности. Поскольку скорость газа в нем (как и в самой звуковой волне) мала по сравнению со скоростью звука, а его характерный размер — δ — мал по сравнению с λ, то движение в акустическом пограничном слое можно рассматривать как несжимаемое.

Рассмотрим акустический пограничный слой у плоской твердой стенки (плоскость xz), причем движение будем считать плоским — в плоскости xy [21]. Приближения, связанные с малой толщиной пограничного слоя, анализируются в курсе механики газов [22]. Здесь они также сохраняют силу для рассматриваемого нестационарного течения. Нестационарность приводит лишь к появлению в уравнении Прандтля слагаемых с производными по времени:

$$\frac{\partial u}{\partial \tau} + u\frac{\partial u}{\partial x} + v\frac{\partial u}{\partial y} - \nu\frac{\partial^2 u}{\partial y^2} = \frac{\partial U}{\partial \tau} + U\frac{\partial U}{\partial x}, \tag{6.77}$$

(производная dp/dx выражена через скорость $U(x, y)$ ядра потока в соответствии с уравнением Эйлера). В данном случае

$$U = v_0 \cos(kx)\cos(\omega\tau) = v_0 \cos(kx)\,\mathrm{Re}[\exp(-i\omega\tau)], \tag{6.78}$$

где $k = 2\pi/\lambda = \omega/c$, что соответствует стоячей плоской звуковой волне с круговой частотой ω, Re означает вещественную часть комплексного числа, а амплитуда колебаний скорости газа в звуковой волне в целях единообразия параметров уравнения (6.77) обозначена через v_0.

Уравнение (6.77) решается последовательными приближениями по малой величине v_0. В первом приближении полностью пренебрегают конвективным ускорением потока, т.е. слагаемыми $u(\partial u/\partial x) + v(\partial u/\partial y)$. Тогда (с учетом соотношения (6.78)) уравнение (6.77) существенно упрощается

$$\frac{\partial u^{(1)}}{\partial \tau} - \nu\frac{\partial^2 u^{(1)}}{\partial y^2} = -i\omega v_0 \cos(kx)\exp(-i\omega\tau). \tag{6.79}$$

Решение этого уравнения, удовлетворяющее требуемым условиям при $y = 0$ и $y = \infty$ ($u^{(1)} = 0$ и $u^{(1)} = U$), имеет вид

$$u^{(1)} = \mathrm{Re}\{v_0 \cos(kx)\exp(-i\omega\tau)[1 - \exp(-\chi y)]\},$$

где

$$\chi = \sqrt{-\frac{i\omega}{\nu}} = \frac{1-i}{\delta}, \tag{6.80}$$

Функция тока, однозначно определяющая компоненты скорости потока в пограничном слое в соответствии с соотношениями

$$u = \frac{\partial \psi}{\partial y}, \qquad v = \frac{\partial \psi}{\partial x},$$

удовлетворяющая условию $\psi^{(1)} = 0$ при $y = 0$, эквивалентному условию $v^{(1)} = 0$, описывается выражением

$$\psi^{(1)} = \mathrm{Re}\{v_0 \cos(kx)\, \zeta^{(1)}(y) \exp(-i\omega\tau)\}, \tag{6.81}$$

где

$$\zeta^{(1)}(y) = y + (1/\chi)\exp(-\chi y).$$

В следующем приближении представляют скорость в виде двух составляющих $v = v^{(1)} + v^{(2)}$, причем для поправки $v^{(2)}$ из (6.77) получают уравнение

$$\frac{\partial u^{(2)}}{\partial \tau} - \nu \frac{\partial^2 u^{(2)}}{\partial y^2} = U \frac{\partial U}{\partial x} - u^{(1)} \frac{\partial u^{(1)}}{\partial x} - v^{(1)} \frac{\partial u^{(1)}}{\partial y}. \tag{6.82}$$

В правой части этого уравнения имеются слагаемые с частотами $\omega + \omega = 2\omega$ и $\omega - \omega = 0$. Последние приводят к появлению в $v^{(2)}$ не зависящих от времени слагаемых, которые и описывают интересующее нас стационарное движение; далее мы будем понимать под $v^{(2)}$ только эту часть скорости. Соответствующую часть функции тока записывают в виде

$$\psi^{(2)} = \frac{v_0^2}{c} \sin(2kx) \cdot \zeta^{(2)}(y) \tag{6.83}$$

и для функции $\zeta^{(2)}$ находим уравнение

$$\delta^2 \psi^{(2)'''} = 0{,}5 - 0{,}5\left|\xi^{(1)'}\right|^2 + 0{,}5 \cdot \mathrm{Re}(\zeta^{(1)}\zeta^{(1)''}), \tag{6.84}$$

где штрихи означают дифференцирование по y.

Решение этого уравнения должно удовлетворять условиям $\zeta^{(2)}(0) = 0$, $\zeta^{(2)'}(0) = 0$, эквивалентным требованию $u^{(2)} = v^{(2)} = 0$ на твердой поверхности. Что же касается условий вдали от стенки, то можно лишь потребовать, чтобы скорость $u^{(2)}$ стремилась к конечному значению (но не к нулю). Подстановка (6.81) в (6.84) и двукратное интегрирование приводят к следующему результату для производной $\zeta^{(2)'}$:

$$\zeta^{(2)'}(y) = \frac{3}{8} - \frac{1}{8}\exp\left(-\frac{2y}{\delta}\right) - \exp\left(-\frac{y}{\delta}\right)\sin\left(\frac{y}{\delta}\right) - \frac{1}{4}\exp\left(-\frac{y}{\delta}\right)\cos\left(\frac{y}{\delta}\right) + \frac{y}{4\delta}\exp\left(-\frac{y}{\delta}\right)\left[\cos\left(\frac{y}{\delta}\right) - \sin\left(\frac{y}{\delta}\right)\right].$$

При $y \to \infty$ — она стремится к значению

$$\zeta^{(2)'} = 3/8,$$

чему соответствует скорость

$$u^{(2)}(\infty) = \frac{3v_0^2}{8c} \sin(2kx). \tag{6.85}$$

Этот результат имеет ту характерную особенность, что он описывается периодической функцией. Физический смысл такого решения заключается в определении (установлении) регулярных периодических структур в потоке газа, находящемся в поле звуковых волн. Определение конкретного вида и типа таких структур требует учета размеров и геометрии области движения. В частном случае акустического течения в пространстве между двумя плоскопараллельными стенками (плоскости

$y = 0$ и $y = h$), в котором имеется стоячая звуковая волна, стационарные составляющие компонент скорости газа описываются выражениями:

$$u^{(2)} = -\frac{3v_0^2}{16c}\sin(2kx)\left[1-\frac{3(y-h/2)^2}{(h/2)^2}\right],$$

$$v^{(2)} = -\frac{3v_0^2 k}{8c}\cos(2kx)\left[\left(y-\frac{h}{2}\right)-\frac{(y-h/2)^3}{(h/2)^2}\right].$$

Нетрудно установить, что скорость $u^{(2)}$ изменяет знак на расстоянии $(h/2)(1 - 3^{-1/2}) = 0{,}423(h/2)$ от стенки.

Описываемое этими формулами течение состоит из двух рядов вихрей, симметрично расположенных относительно серединной плоскости $y = h/2$ и периодичных вдоль оси x с периодом l/2. На рис. 6.9 представлена иллюстрация вышеупомянутых структур для частного случая h = 1м и v = = 165 Гц.

Естественно, вихревое движение газов приводит к соответствующему движению частиц аэрозоля. Гидродинамическая сила пропорциональна квадрату скорости газа, т.е., в конечном счете, энергии звуковой волны. В соответствии с этим, в монодисперсном аэрозоле с частицами диаметром d на частицу, расположенную на расстоянии x от пучности колебаний, действует сила в первом приближении равная:

$$F(x) = \frac{5\pi^2 d_ч^3}{12\lambda}E_a \sin(2kx) = F_0 \sin(2kx).$$

Приравнивая ее силе сопротивления движению частицы в вязкой среде

$$F_c = 3\pi\mu_г d_ч v_ч = 3\pi\mu_г d_ч \frac{dx}{d\tau},$$

получаем

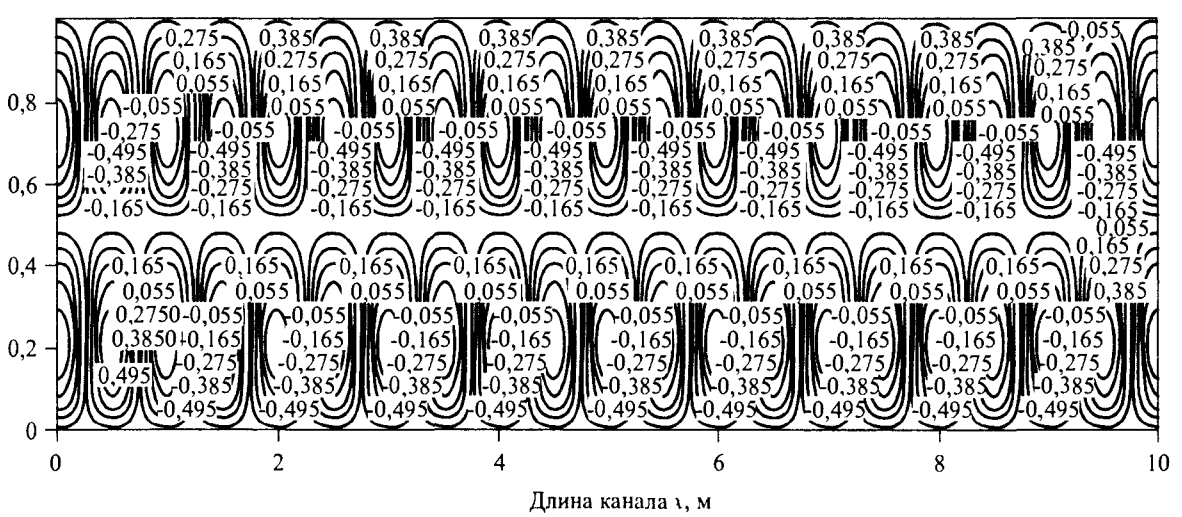


Рис. 6.9. Вихревые структуры при движении газа в акустическом поле

$$\frac{dx}{d\tau} = \frac{F_0}{3\pi\mu_г d_ч}\sin(2kx).$$

Это — уравнение с разделяющимися переменными и оно легко решается:

$$\frac{dx}{\sin(2kx)} = \frac{1}{2k}\cdot\frac{d(2kx)}{\sin(2kx)} = \frac{F_0}{3\pi\mu_г d_ч}d\tau = F_0 B d\tau;$$

$$\ln|\mathrm{tg}(kx)| - \ln|\mathrm{tg}(kx_0)| = F_0 B\tau;$$

$$\mathrm{tg}(kx) = \mathrm{tg}(kx_0)\exp(F_0 B\tau);$$

$$x = \frac{1}{k}\mathrm{arctg}[\mathrm{tg}(kx_0)\exp(F_0 B\tau)].$$

Располагая уравнением движения частицы, нетрудно установить закономерность изменения ее положения в объеме, а следовательно, и изменение численной концентрации. На рис. 6.10 показано последовательное распределение относительной концентрации частиц, которые в начальный момент времени были распределены равномерно. Как показывают расчеты, в этих условиях концентрация частиц в пучностях колебаний за 20 с возрастает вдвое, а за 40 с втрое.

Эти расчеты еще не объясняют наблюдавшейся при данной интенсивности звука скорости укрупнения частиц (обычно 15–20 кратное увеличение среднего диаметра частиц за 20 с), однако необходимо иметь в виду, что из рассмотрения были исключены некоторые факторы, способные повысить радиационное давление звука или его влияние на коагуляцию.

Уравнение для силы радиационного давления, рассмотренное ранее, не совсем верно. Оно предполагает, что плотность частицы подавляюще велика по сравнению с плотностью газа. В то же время, при коагуляции (особенно скрытой) часто образуются так называемые хлопья, для которых это условие не выполняется. Л. П. Горьков показал, что в плоской стоячей волне радиационная сила, действующая на малую сферическую частицу, определяется выражением

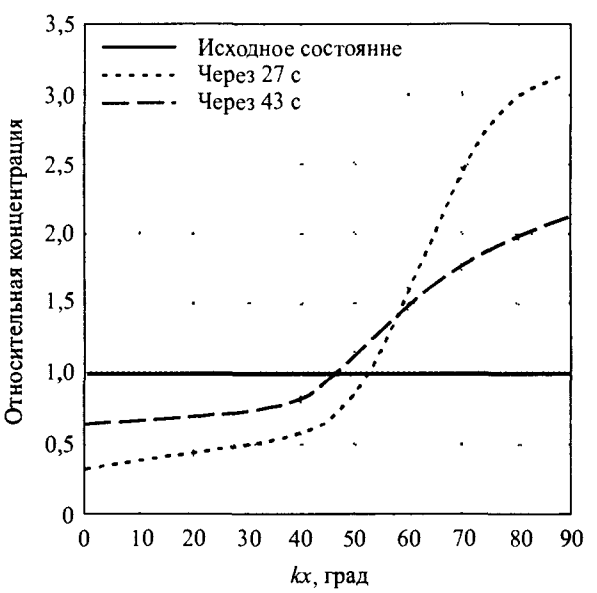


Рис. 6.10. Изменение относительной концентрации частиц в акустическом поле

$$F(x)=\frac{\pi d_{ч}^3}{2}kE_a\psi\sin(2kx),$$

где

$$\psi=\frac{\rho_г+\frac{2}{3}(\rho_г-\rho_ч)}{2\rho_г+\rho_ч}-\frac{c^2\rho_ч}{c_0^2\rho_г}.$$

Здесь c — скорость звука в частице, а c_0 — скорость звука в газе.

Анализ последних двух выражений показывает, что при $\rho_ч > \rho_г$ частицы собираются в пучности скорости (как и ранее), а при $\rho_ч < \rho_г$ — в узлах скорости.

Уравнение движения частицы в поле звука можно записать в виде

$$\rho_ч\frac{\pi d_ч^3}{6}\frac{dv_ч}{d\tau}+3\pi\mu_г d_ч v_4-\frac{\pi d_ч^3}{2}kE_a\psi\sin(2kx)=0,$$

или, учитывая, что $v_ч = dx/d\tau$,

$$\frac{d^2\xi}{d\tau^2}+\varepsilon\frac{d\xi}{d\tau}-b\sin\xi=0, \tag{6.86}$$

где

$$\varepsilon=\frac{18\mu_г}{\rho_ч d_ч^2}=\frac{1}{t_р};\quad b=\frac{6}{\rho_ч}k^2E_a\psi;\quad \xi=2kx.$$

Начальные условия для уравнения (6.86) таковы: $\tau = 0$: $v_ч = dx/d\tau = 0$, $\xi = \xi_0$.

Для данных условий уравнение (6.86) имеет решение

$$\tau=\frac{1+\varepsilon^2}{b}\int_{\xi_o}^{\xi}\left\{\varepsilon\sin\xi-\cos\xi-\frac{b\varepsilon}{1+\varepsilon^2}(\varepsilon\sin\xi_0-\cos\xi_0)\exp[-\varepsilon(\xi-\xi_0)]\right\}^{-1}d\xi.$$

Для капелек воды в воздухе при 20 °С $\varepsilon = 0{,}27\cdot10^{-6}/d_ч^2$, т.е. практически для любых частиц $\varepsilon >> 1$. В этом случае последнее слагаемое в подынтегральном выражении мало и им можно пренебречь. Тогда интеграл вычисляется, и находим

$$\tau=\frac{\sqrt{1+\varepsilon^2}}{b}\left[\ln\left|\operatorname{tg}\frac{\xi+\theta}{2}\right|-\ln\left|tg\frac{\xi_o+\theta}{2}\right|\right]$$

или

$$x=\frac{1}{k}\operatorname{arctg}\left[tg\left(kx_0+\frac{\theta}{2}\right)\exp(B_1\tau)\right]-\frac{\theta}{2k}. \tag{6.87}$$

Здесь

$$\cos\theta = \frac{\varepsilon}{\sqrt{1+\varepsilon^2}};\ \sin\theta = \frac{1}{\sqrt{1+\varepsilon^2}};$$

$$B_1 = \frac{6k^2 d_ч^2 E_а}{\sqrt{\rho_ч^2 d_ч^4 + 324\mu_г^2}}.$$

Из (6.87) следует, что в отличие от предыдущего случая частицы собираются не в пучности волны скорости, а в районе пучности в объеме ± θ/2.

В предыдущих расчетах предполагались чисто синусоидальные колебания, тогда как при высокой интенсивности звука искажение, обусловленное конечным значением амплитуды колебаний, должно привести к передаче энергии высшим гармоническим составляющим. Это вызовет образование дополнительных пучностей колебаний основной частоты, и таким образом звуковое поле будет сильно отличаться по своему характеру от простого синусоидального поля.

Наконец, следует иметь в виду возможность того, что в дополнение к трем основным механизмам при звуковой коагуляции могут действовать, а при определенных обстоятельствах даже преобладать, еще и другие факторы. Например, сообщалось, что удалось наблюдать коагуляцию под действием периодических ударных волн.

6.7. ЭЛЕКТРИЧЕСКАЯ КОАГУЛЯЦИЯ

Ранее уже рассматривались процессы электризации аэрозолей, т.е. приобретения частицей электрических зарядов. Очевидно, что между электрически заряженными взвешенными частицами, между заряженными частицами и частицами, не имеющими электрического заряда, а также между заряженными частицами и внешним электрическим полем развиваются силы взаимодействия (эти силы мы также обсуждали ранее). Под действием этих сил при определенных условиях частицы могут двигаться навстречу друг другу, сталкиваться и слипаться, образуя укрупненные агломераты, на чем и основан процесс электрической коагуляции взвешенных частиц. Возможен и обратный процесс, когда одноименно заряженные частицы отталкиваются друг от друга, что приводит к рассеиванию аэрозольного "облака".

6.7.1. ДВИЖЕНИЕ АЭРОЗОЛЬНЫХ ЧАСТИЦ В ЭЛЕКТРОСТАТИЧЕСКОМ ПОЛЕ

Если заряженная частица аэрозоля находится в электростатическом поле, то на нее действуют силы тяжести, архимедова и электрического поля. В результате частица приходит в движение, и на нее начинает действовать сила сопротивления среды. Для частицы, помещенной между вертикальными параллельными пластинами, силы тяжести электрического поля перпендикулярны друг другу. В этом случае оседание частицы протекает так же, как и в отсутствии электрического поля. Дополнительно частица приобретает горизонтальное перемещение, характеристики которого находятся из решения уравнения

$$m_ч \frac{dv_ч}{d\tau} = q_1 E - 3\pi\mu_г d_ч v_ч.$$

Здесь предполагается справедливым закон сопротивления Стокса и учтено, что сила воздействия электростатического поля определяется произведением заряда частицы q_1 на напряженность электростатического поля E. Решение данного уравнения имеет вид

$$v_ч(\tau) = \frac{q_1 E}{3\pi\mu_г d_ч}\left[1 - \exp\left(-\frac{18\mu_г}{\rho_ч d_ч^2}\tau\right)\right],$$

т.е., как и в случае осаждения частицы в неподвижном газе, она сначала движется ускоренно, а затем при $\tau \geq 3t_р = \rho_ч d_ч/(6\mu_г)$ устанавливается постоянная скорость, называемая скоростью дрейфа частицы, равная

$$v_ч = v_д = \frac{q_1 E}{3\pi\mu_г d_ч} = q_1 EB. \qquad (6.88)$$

Здесь, как и ранее, $B = 1/(3\pi\mu_г d_ч)$ — подвижность частицы. Поправки, учитывающие соотношение между размером частицы и длиной свободного пробега молекул l_i вводятся стандартным образом.

6.7.2. ТЕПЛОВАЯ КОАГУЛЯЦИЯ ЭЛЕКТРИЧЕСКИ ЗАРЯЖЕННЫХ ЧАСТИЦ И РАССЕИВАНИЕ АЭРОЗОЛЕЙ

Облако электрически заряженных частиц является нестабильной системой и под действием сил отталкивания между частицами со временем рассеивается. Закономерности этого процесса можно установить следующим образом.

Из уравнения (6.88) выразим напряженность электростатического поля

$$\vec{E} = \vec{v}_ч/(q_1 B). \qquad (6.88а)$$

Согласно основному уравнению электростатики

$$\mathrm{div}\vec{E} = 4\pi\sigma = 4\pi nq,$$

где $\sigma = nq$ — плотность электричества в аэрозоле. Используя (6.88а) и учитывая, что ни q, ни B не зависят от координат, из уравнения электростатики находим

$$\mathrm{div}\vec{v}_ч = 4\pi Bq^2 n.$$

Уравнение сохранения электрического заряда в системе имеет вид

$$\frac{\partial n}{\partial\tau} + \mathrm{div}(n\vec{v}_ч) = 0 \quad \text{или} \quad \frac{dn}{d\tau} + n\mathrm{div}\,\vec{v}_ч = 0,$$

откуда находим

$$\mathrm{div}\vec{v}_ч = -\frac{dn}{d\tau}\frac{1}{n} \quad \text{и, следовательно,} \quad -\frac{dn}{d\tau} = 4\pi Bq^2 n^2. \qquad (6.89)$$

Интегрируя (6.89) при начальном условии $n = n_0$ при $\tau = 0$, получаем

$$\frac{1}{n} - \frac{1}{n_0} = 4\pi q^2 B\tau \qquad (6.90)$$

и

$$n(\tau)=\frac{n_0}{1+4\pi q^2 B n_0}. \qquad (6.90a)$$

Из полученных выражений видно, что возрастание обратной величины численной концентрации аэрозоля или, что то же самое, увеличение объема аэрозольного облака происходит линейно во времени, прямо пропорционально квадрату заряда частиц, а также их подвижности.

На первый взгляд, две одноименно заряженные частицы должны всегда отталкивать друг друга согласно закону Кулона. Однако, когда две частицы конечных размеров сближаются, в них индуцируются заряды противоположного знака, так что наряду с силами отталкивания между ними действуют и силы притяжения. Последние пренебрежимо малы, когда частицы удалены друг от друга, но могут преобладать, если частицы находятся очень близко.

Рассмотрим неподвижную сферическую частицу радиусом r с зарядом q_1, окруженную частицами того же размера с зарядами q_2. Обозначим электростатическую силу взаимодействия, являющуюся функцией расстояния y между центрами частиц, через $F(y)$ и соответствующий потенциал силы через $\psi(y)$. Если вероятность столкновения двух незаряженных частиц принять за единицу, то вероятность p столкновения заряженных частиц выражается соотношением, являющимся частным случаем формулы Фукса,

$$\frac{1}{p}=\int_0^1 \exp\left[\frac{\psi(2r/x)}{kT}\right]dx, \qquad (6.91)$$

где $x = 2r/y$. Напомним, что $F(y) = -\operatorname{grad}\psi(y)$.

Для проводящих сфер $F(y)$, по Расселу, выражается рядом

$$F(y)=\left(1+15\frac{r^6}{y^6}+\ldots\right)\frac{q_1q_2}{y^2}-\left(\frac{2r^3}{y^3}+\frac{3r^5}{y^5}+\frac{4r^7}{y^7}+\ldots\right)\frac{q_1^2+q_2^2}{y^2},$$

который при больших y переходит в простую формулу Кулона. Подставляя $q_1 = e$, $q_2 = ne$ ($n \geq 1$), находим

$$\psi\left(\frac{2r}{x}\right)=\frac{e^2}{2r}\left[n\left(x+\frac{15}{448}x^7+\ldots\right)-(1+n^2)\left(\frac{x^4}{16}+\frac{x^6}{64}+\frac{x^8}{256}+\ldots\right)\right].$$

Несложный анализ показывает, что для $1 \leq n \leq 12$ $\psi(2r/x)$ положительно в области $0 < x < 1$, и поэтому $p < 1$. Среднее значение n может превзойти 12 лишь при исключительно большой разнице в величине зарядов частиц, и только в этом случае униполярная зарядка будет способствовать коагуляции. Но даже и тогда, так как частицы с большой разностью в зарядах сталкиваются чаще, средняя величина n постепенно уменьшается, а это приводит, в конце концов, к замедлению коагуляции. Для частиц диэлектрика индукционные силы меньше, чем в проводящих частицах приблизительно в $(\varepsilon - 1)/(\varepsilon + 2)$ раз, где ε — диэлектрическая постоянная, и критическое значение n, выше которого коагуляция ускоряется, еще более возрастает. При малых значениях n и $e^2/(2rkT)$ индукционными силами можно пренебречь. Тогда:

$$p = \left(\int_0^1 \exp(\lambda x)\, dx \right)^{-1} = \frac{\lambda}{\exp \lambda - 1}$$

и

$$-\frac{dn}{d\tau} = K\bar{p}n^2 = Kn^2 \left(\frac{\lambda}{\exp \lambda - 1} \right)_{\text{ср}},$$

где

$$\lambda = \frac{q_1 q_2}{2rkT}$$

Результаты опытов по выяснению влияния униполярной электрической зарядки на скорость коагуляции аэрозоля не достаточно ясны. В дымах, заряженных одним знаком посредством униполярного электрического разряда, частицы быстро исчезают. Авторы опытов предположили, что это может быть либо результатом притяжения частиц стенками дымовой камеры, на которых индуцировался заряд противоположного знака, либо следствием индукционных сил, которые в случае большой разницы в зарядах и размерах частиц могли бы вызвать притяжение (а не отталкивание) их друг к другу на близких расстояниях. При более низком потенциале зарядки были получены слабее заряженные, но более униполярные дымы, и не было обнаружено разницы в стабильности униполярно заряженных и нейтральных аэрозолей.

На рис. 6.11 приведены некоторые результаты экспериментальных исследований убывания счетной концентрации униполярно заряженных масляных туманов (по данным Фукса и Петрянова). Нетрудно заметить, что в пределах погрешности экспериментов эти результаты хорошо соответствуют закономерностям рассеивания униполярно заряженных частиц [см. формулу (6.90)]. Отметим также, что эквивалентным (6.90) выражением является

$$-\frac{dn}{d\tau} = 4\pi D_{\text{б}} d_{\text{ч}} \lambda n^2. \qquad (6.90\text{б})$$

Так как действительная скорость коагуляции в случае униполярной зарядки при неодинаковых зарядах частиц дается выражением

$$-\frac{dn}{d\tau} = K\bar{p}n^2 = 4\pi D_{\text{б}} n^2 \left(\frac{\lambda}{\exp \lambda - 1} \right)_{\text{ср}},$$

то суммарная скорость уменьшения счетной концентрации за счет коагуляции и электростатического рассеяния в этом случае составит

$$-\frac{dn}{d\tau} = 4\pi D_{\text{б}} n^2 \left[\left(\frac{\lambda}{\exp \lambda - 1} \right)_{\text{ср}} + \lambda \right],$$

а отношение суммарной скорости к скорости коагуляции незаряженного аэрозоля равно

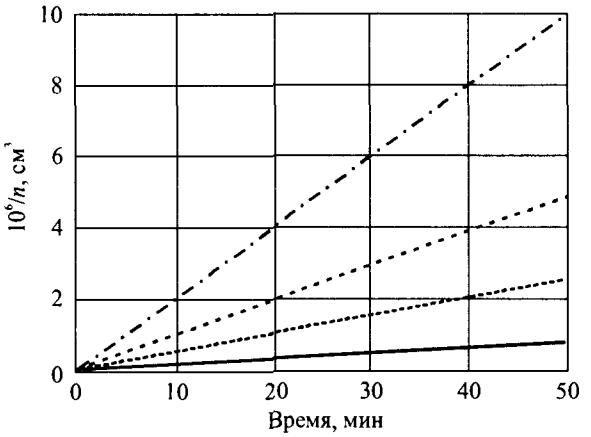


Рис. 6.11. Изменение объема аэрозольного облака во времени:
—— — $q = 0$; ····· — $q = 12$; - ---- - — $q = 20$; – · – · – · – — $q = 48$

$$m = \left(\frac{\lambda}{\exp\lambda - 1}\right)_{ср} + \lambda = \left(\frac{\lambda}{\exp\lambda - 1} + \lambda\right)_{ср} = \left(\frac{\lambda \exp\lambda}{\exp\lambda - 1}\right)_{ср} > 1.$$

Отсюда мы видим, что если в качестве критерия устойчивости аэрозоля принимается скорость уменьшения счетной концентрации, то униполярная зарядка должна уменьшать устойчивость. При малых λ $m \approx 1 + \lambda/2$, так что если частицы несут в среднем по одному элементарному заряду и имеют диаметр ~ 0,6 мкм, как это было в опытах Яндера и Винкеля, то скорость падения концентрации за счет униполярной зарядки увеличивается лишь ~ на 5 %. Такой малый эффект едва ли можно было обнаружить методом, использованным Яндером и Винкелем.

Следует сделать три оговорки. Прежде всего, приведенные рассуждения несправедливы при очень большом различии в размерах и зарядах частиц. Для отдельных частиц, размер и заряд которых значительно превышает средние значения, вероятность столкновения с другими частицами может сильно возрастать за счет индукционных сил. При этом крупные сильно заряженные частицы продолжают расти вследствие быстрой коагуляции, и таким путем могут образовываться очень крупные агрегаты.

6.7.3. ВЛИЯНИЕ БИПОЛЯРНОЙ ЗАРЯДКИ

Здесь мы изложим подход Н. А. Фукса к анализу данного вопроса. Сначала рассмотрим случай симметричной зарядки: каждой частице с зарядом $+q_i$ соответствует частица такого же размера с зарядом $-q_i$. Примером может служить естественная зарядка аэрозолей путем адсорбции ионов из воздуха. Если пренебречь индукционными силами, то вероятность столкновения двух частиц с зарядами q_i и q_k или $-q_i$ и q_k возрастает вследствие зарядки в $\lambda/(\exp\lambda - 1)$ или $\lambda/(1 - \exp(-\lambda))$ раз. Среднее из этих двух выражений равно:

$$m = \frac{\lambda(\exp\lambda + 1)}{2(\exp\lambda - 1)}. \qquad (6.92)$$

Разложив это выражение в ряд, можно показать, что $m > 1$, а это означает, что симметричная биполярная зарядка должна приводить к возрастанию скорости коагуляции, хотя этот эффект выражен гораздо слабее, чем стабилизирующее воздействие униполярной зарядки. Наконец, влияние асимметричной биполярной зарядки может либо ускорять, либо замедлять скорость коагуляции в зависимости от степени асимметрии.

Совместное влияние коагуляции и электростатического рассеяния на счетную концентрацию вычисляется следующим образом. Предположим, что в 1 см^3 содержится n частиц, из которых n_+ заряжено положительно, а n_- — отрицательно, причем абсолютная величина заряда в обоих случаях равна q. Если p_1 и p_2 — значения вероятности столкновения для одноименных и разноименных зарядов, то скорость коагуляции аэрозоля выразится уравнением:

$$-\frac{dn}{d\tau} = K[(n_+^2 + n_-^2)p_1 + 2n_+n_-p_2], \tag{6.93}$$

где K – константа коагуляции нейтрального аэрозоля. Если пренебречь индукционными силами, то

$$p_1 = \frac{\lambda}{\exp\lambda - 1} \quad \text{и} \quad p_2 = \frac{\lambda \exp\lambda}{\exp\lambda - 1} \tag{6.94}$$

и

$$-\frac{dn}{d\tau} = K\frac{(n_+^2 + n_-^2)\lambda + 2n_+n_-\lambda\exp\lambda}{\exp\lambda - 1}. \tag{6.95}$$

При этом скорость уменьшения счетной концентрации за счет электростатического рассеяния равна

$$-\frac{dn}{d\tau} = \frac{4\pi q^2 D_б (n_+ - n_-)^2}{kT}.$$

Следовательно, обусловленная совместным действием коагуляции и рассеяния скорость уменьшения концентрации составит

$$-\frac{dn}{d\tau} = K\frac{(n_+^2 + n_-^2)\lambda + 2n_+n_-\lambda\exp\lambda}{\exp\lambda - 1} + \frac{4\pi q^2 D_б (n_+ - n_-)^2}{kT}.$$

Учитывая, что для незаряженного аэрозоля $-dn/d\tau = Kn^2$ и что $K = 4\pi d_ч D_б$, находим отношение m скоростей падения счетных концентраций для заряженного и незаряженного аэрозолей:

$$m = \frac{\lambda\exp\lambda}{\exp\lambda - 1} - \frac{\lambda}{2} = \frac{\lambda(\exp\lambda + 1)}{2(\exp\lambda - 1)} > 1.$$

Это неравенство еще более усиливается, если принять во внимание индукционные силы, так как они увеличивают скорость коагуляции, не оказывая влияния на электростатическое рассеяние.

Однако экспериментально не удалось показать, что обычно достижимая электризация дымов влияет на скорость коагуляции. В грубых опытах не было обнаружено явного различия в коагуляции заряженных и незаряженных дымов оксида цинка и оксидов других цветных металлов. Все это вместе взятое говорит о том, что тепловая (броуновская) коагуляция заряженных частиц не имеет существенного значения для промышленного использования и нужны специальные меры и устройства для улавливания частиц, несущих электрический заряд.

6.8. ОСНОВЫ ТЕОРИИ ОЧИСТКИ ГАЗОВ В ЭЛЕКТРОФИЛЬТРАХ

Выше, рассматривая вопросы ударной зарядки частиц, мы уже упоминали такие устройства как, цилиндрические или плоские ионизаторы газов. Напомним здесь кратко основные принципы их работы.

Предположим, что некоторое устройство представляет собой оформленную тем или иным конструктивным образом совокупность двух электродов, существенно различающихся по размерам. Отрицательный электрод располагается в центре устройства и представляет собой металлическую проволоку малого диаметра или тонкий металлический стержень, положительный электрод выполняется в виде цилиндрической или плоской пластины значительных размеров. При возрастании разности потенциалов между электродами настанет момент, когда в непосредственной близости от проволоки или стержня произойдет электрический пробой. На пробой обычно указывает голубое свечение, называемое коронным разрядом. При коронном разряде в межэлектродном пространстве образуются две отчетливые электрические зоны. Первая (зона короны) расположена вблизи проволоки и содержит свечение короны. В ней происходит локальный электрический пробой газа, вызываемый столкновением ионов, покидающих коронирующий электрод, с газовыми молекулами. Если эти ионы приобрели достаточную скорость, их столкновения с молекулами приведут к образованию дополнительных ионов. Вновь образовавшиеся ионы также ускоряются и при столкновениях порождают новые ионы. Противоположно заряженные ионы ускоряются в направлении коронирующего электрода и при столкновении с ним разряжаются. Данный процесс протекает в режиме цепной реакции и порождает большое количество ионов одного знака, быстро покидающих зону свечения короны и устремляющихся к противоположному (как правило, положительному) электроду.

По мере того как ионы покидают область с высокой напряженностью электростатического поля, они стремятся присоединиться к газовым молекулам, образуя при этом облако медленно движущихся ионов с зарядами того же знака, что и у центрального электрода. Таким образом, ионы, двигаясь к "большому" (пассивному) электроду, создают для аэрозольных частиц поле униполярной зарядки. Характерная концентрация ионов в нем — порядка 10^7–10^9 см$^{-3}$. Поскольку сродство к электрону у частицы и подвижность ионов сильно изменяются в зависимости от свойств газа, характеристики короны будут сильно различаться в зависимости от того, какой газ преобладает и какие примеси в нем содержатся. Например, в чистом азоте отрицательные ионы образоваться не могут, поэтому для эффективной отрицательной зарядки необходим кислородный компонент воздуха.

6.8.1. НАПРЯЖЕННОСТЬ ЭЛЕКТРИЧЕСКОГО ПОЛЯ В МЕЖЭЛЕКТРОДНОМ ПРОСТРАНСТВЕ

Из изложенного выше следует, что сама возможность коронного разряда, а следовательно и закономерности ударной ионизации, определяется распределением напряженности электростатического поля между электродами. В связи с этим, первая задача, которую необходимо решить при проектировании электрофильтра, состоит в определении этого распределения для конкретных геометрических размеров электродов. Эта задача решается на основе теоремы Остроградского – Гаусса, которая гласит: поток индукции D через произвольную замкнутую поверхность S равен сумме зарядов, заключенных внутри этой поверхности, т.е.

$$\oint_S \vec{D} d\vec{S} = \sum_i q_i \qquad \text{или} \qquad \oint_S \varepsilon_0 \varepsilon \vec{E} d\vec{S} = \sum_i q_i. \tag{6.96}$$

Напряженность поля создается центральным электродом, и весь заряд сосредоточен на нем. Несмотря на это, "размажем" суммарный заряд по межэлектродному пространству, введя плотность распределения заряда ω, причем

$$q = \sum_i q_i = \int_V \omega dV .$$

Тогда вместо (6.96) можно записать

$$\oint_S \varepsilon_0 \varepsilon \vec{E} d\vec{S} = \int_V \omega dV . \qquad (6.96а)$$

Если теперь воспользоваться формулой Остроградского – Гаусса

$$\oint_S \varepsilon_0 \varepsilon \vec{E} d\vec{S} = \int_V div(\varepsilon_0 \varepsilon \vec{E}) dV = \int_V \nabla \cdot (\varepsilon_0 \varepsilon \vec{E}) dV$$

и учесть, что ε_0 — это диэлектрическая проницаемость вакуума (газа), а ε является физическим параметром вещества, т.е. не зависит ни от координат, ни от E, то получим

$$\nabla \cdot \vec{E} = \frac{\omega}{\varepsilon_0 \varepsilon} \qquad \text{или} \qquad \operatorname{div} \vec{E} = \frac{\omega}{\varepsilon_0 \varepsilon}. \qquad (6.97)$$

Известно, что напряженность электрического поля равна градиенту разности потенциалов (напряжения) U, т.е.

$$\vec{E} = \operatorname{grad} U = \nabla U. \qquad (6.98)$$

Тогда вместо уравнения (6.97) будем иметь

$$\operatorname{div}(\operatorname{grad} U) = \frac{\omega}{\varepsilon_0 \varepsilon} \qquad \text{или} \qquad \nabla \cdot (\nabla U) = \frac{\omega}{\varepsilon_0 \varepsilon}. \qquad (6.99)$$

Это хорошо известное уравнение Пуассона.

Рассмотрим сначала цилиндрический ионизатор. Если учесть, что весь заряд содержится в центральном электроде радиусом R_1, то уравнение (6.99) следует переписать в более детальной форме

$$\frac{1}{r}\frac{d}{dr}\left(r\frac{dU}{dr}\right) = \begin{cases} \dfrac{\omega}{\varepsilon_0 \varepsilon} & \text{при} \quad r \le R_1; \\ 0 & \text{при} \quad r > R_1. \end{cases} \qquad (6.100)$$

Здесь мы учли, что в цилиндрическом ионизаторе в силу симметрии U (и E) изменяется лишь в радиальном направлении.

После первого интегрирования уравнения (6.100) для области $r \le R_1$ имеем

$$r\frac{dU}{dr} = \frac{1}{2}\frac{\omega}{\varepsilon_0 \varepsilon} r^2 + C_1$$

или

$$\frac{dU}{dr} = \frac{1}{2}\frac{\omega}{\varepsilon_0 \varepsilon} r + \frac{C_1}{r}. \qquad (6.101)$$

Здесь C_1 — постоянная интегрирования.

Повторное интегрирование дает

$$U = \frac{1}{4}\frac{\omega}{\varepsilon_0 \varepsilon} r^2 + C_1 \ln r + C_2,$$

где C_2 — вторая постоянная интегрирования. Поскольку в центре электрода напряжение должно быть конечным, то необходимо положить $C_1 = 0$. С другой стороны, на поверхности коронирующего электрода мы можем установить напряжение лишь с точностью до произвольной постоянной, поскольку $\text{grad}U = \text{grad}(U + \text{const})$. Примем поэтому, что при $r = R_1$ $U = 0$. Тогда

$$U = -\frac{1}{4}\frac{\omega}{\varepsilon_0 \varepsilon} R_1^2 \left(1 - \frac{r^2}{R_1^2}\right), \qquad (6.101a)$$

т.е. напряжение внутри центрального электрода изменяется по квадратичной параболе.

Выразим плотность заряда ω через суммарный заряд центрального электрода. Полный заряд проводника q равен $q = \pi R_1^2 L\omega$, где L — длина проводника и $\omega = q/(\pi R_1^2 L)$. Следовательно, при $r \le R_1$

$$U = -\frac{q}{4\pi\varepsilon_0 \varepsilon L}\left(1 - \frac{r^2}{R_1^2}\right)$$

и

$$E_{\text{эл}} = \frac{dU}{dr} = \frac{q}{2\pi\varepsilon_0 \varepsilon L R_1^2} r, \qquad (6.102)$$

т.е. напряженность электрического поля внутри коронирующего электрода изменяется линейно от 0 до $q/(2\pi\varepsilon_0 \varepsilon L R_1)$.

Проинтегрируем теперь (6.100) для случая, когда $r > R_1$. Здесь правая часть уравнения равна нулю, и после первого интегрирования имеем

$$r\frac{dU}{dr} = A \qquad \text{или} \qquad E = \frac{dU}{dr} = \frac{A}{r}. \qquad (6.103)$$

Напряженность электрического поля — это непрерывная функция, поэтому должно выполняться равенство

$$(\varepsilon E_{\text{эл}})_{r=R_1} = E_{r=R_1} \quad \text{или} \quad \varepsilon \frac{q}{2\pi\varepsilon_0 R_1^2 \varepsilon} R_1 = \frac{A}{R_1}$$

откуда

$$A = \frac{q}{2\pi\varepsilon_0 L}, \quad \text{т.е.} \quad E = \frac{q}{2\pi\varepsilon_0 L}\frac{1}{r} \quad \text{при } r \geq R_1. \tag{6.101б}$$

Интегрируя (6.101) и полагая $U = 0$ при $r = R_1$, получаем

$$U = \frac{q}{2\pi\varepsilon_0 L}\int_{R_1}^{r}\frac{dr}{r} = \frac{q}{2\pi\varepsilon_0 L}\ln\left(\frac{r}{R_1}\right). \tag{6.101в}$$

Максимальное напряжение равно

$$U_{\max} = \frac{q}{2\pi\varepsilon_0 L}\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right) = Er\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)$$

т.е. напряженность электрического поля в межэлектродном пространстве определяется выражением

$$E = \frac{U_{\max}}{r\ln(R_2/R_1)}. \tag{6.103а}$$

Здесь R_2 — радиус пассивного (положительного) электрода. Можно видеть, что закономерность изменения напряженности электрического поля в межэлектродном пространстве ионизатора определяется лишь двумя факторами: приложенным напряжением и геометрическими размерами аппарата.

На рис. 6.12 показано распределение напряженности электрического поля в межэлектродном пространстве для $R_1 = 2\cdot10^{-3}$ м (2 мм) и $R_2 = 12{,}4\cdot10^{-3}$ м (12,4 см) при двух значениях напряжения на ионизаторе: 32,5 кВ и 81,0 кВ. Из данных рисунка четко видно, что напряженность у коронирующего электрода, как минимум, на два порядка выше, чем в основной области ионизатора и тем более у положительного электрода. Именно поэтому коронный разряд протекает у центрального электрода. По мере удаления от центрального провода напряженность поля резко снижается и скорость ионов становится недостаточной для поддержания процесса ударной ионизации. В подавляющем объеме аппарата, как можно заметить, напряженность электрического поля практически постоянна и для условий примера составляет величину порядка $6{,}4\cdot10^4$ В/м. Еще более наглядно это положение иллюстрируют данные рис. 6.13, на котором величина градиента напряженности представлена в зависимости от относительной площади поперечного сечения аппарата.

Несколько сложнее обстоит дело с определением поля напряженности в межэлектродном пространстве аппарата, в котором группа коронирующих электродов расположена между параллельными пластинами. Теорема Остроградского – Гаусса, конечно, справедлива и в этом случае, однако ее реализация существенно усложняется, так как теперь напряженность электрического поля является функцией двух координат: x и y. В физическом плане, тем не менее, это различие несущественно, так как основное уравнение (6.99) в межэлектродном пространстве имеет нулевую правую часть, т.е. является линейным. Но тогда для него справедлив принцип суперпозиции, в соответствии с которым решение задачи при сложных граничных условиях можно заменить суммой решений эквивалентных задач, полученных при более простых граничных условиях. Математически это означает, что в непосредственной близости от коронирующих электродов решение (6.101а) справедливо и для пластинчатого ионизатора; другим будет лишь напряжение на плоских электродах. Иными словами, если в цилиндрическом аппарате линии равного значения напряженности электрического поля

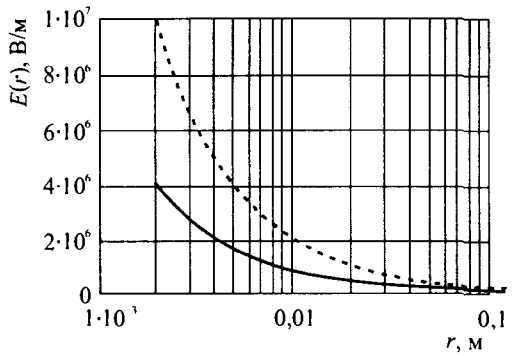


Рис. 6.12. Изменение напряженности электрического поля в межэлектродном пространстве:
— U_{max} = 32,5 кВ; - - - - — U_{max} = 81 кВ

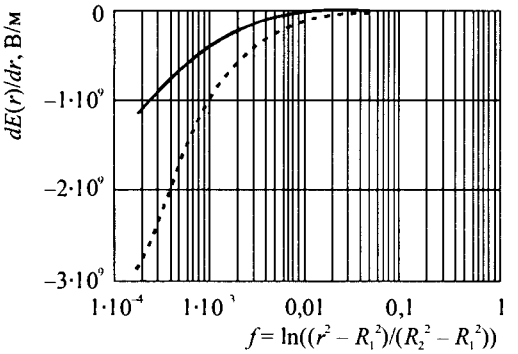


Рис. 6.13. Изменение градиента напряженности в межэлектродном пространстве аппарата:
——— — U_{max} = 32,5 кВ; - - - — U_{max} = 81 кВ

представляли собой концентрические окружности, то в пластинчатом они будут тем больше отличаться от окружностей, чем дальше мы удаляемся от центрального электрода.

На рис. 6.14 в качестве примера представлено распределение линий равной напряженности для j объема, приходящегося на один электрод для максимального напряжения U = 32500 В. Расчеты выполнялись при следующих геометрических параметрах ионизатора: расстояние от оси коронирующего электрода до пластины H = 0,124 м, радиус центрального электрода R_1 = 2 мм, шаг электродов (расстояние между электродами вдоль пластин) S = 0,25 м.

Отметим, что на рис. 6.14 представлены не сами значения модуля напряженности электрического поля, а их натуральные логарифмы.

Изменение геометрии аппарата приводит и к другому значению критического напряжения, т.е. такого напряжения, которое обеспечивает вблизи поверхности центрального электрода напряженность, достаточную для развития коронного разряда. Для пластинчатого аппарата это напряжение определяется по выражению

$$U_{max} = E_{кр} R_1 \left(\frac{\pi H}{S} - \ln \frac{2\pi R_1}{S} \right). \qquad (6.104)$$

В предыдущем анализе полностью игнорировались свойства газовой среды, находящейся в межэлектродном пространстве. При учете этих свойств некоторые из полученных формул следует скорректировать, однако в физическом плане все остается неизменным, а именно:

1) возникновению коронного разряда соответствуют определенные значения напряженности поля, напряжения на электродах и силы тока;

2) величина напряженности поля, при которой возникает коронный разряд, называется критической. Напряжение, обеспечивающее образование короны, называется критическим напряжением;

3) в подавляющей части объема межэлектродного пространства напряженность электрического поля практически постоянна.

Критическая напряженность электрического поля, при которой возникает корона, может быть определена по эмпирической формуле Пика:

а) для отрицательной полярности коронирующего электрода

$$E_{кр} = 3{,}04 \left(\beta + 0{,}0311 \sqrt{\frac{\beta}{R_1}} \right) \cdot 10^6, \text{ В/м}; \qquad (6.105)$$

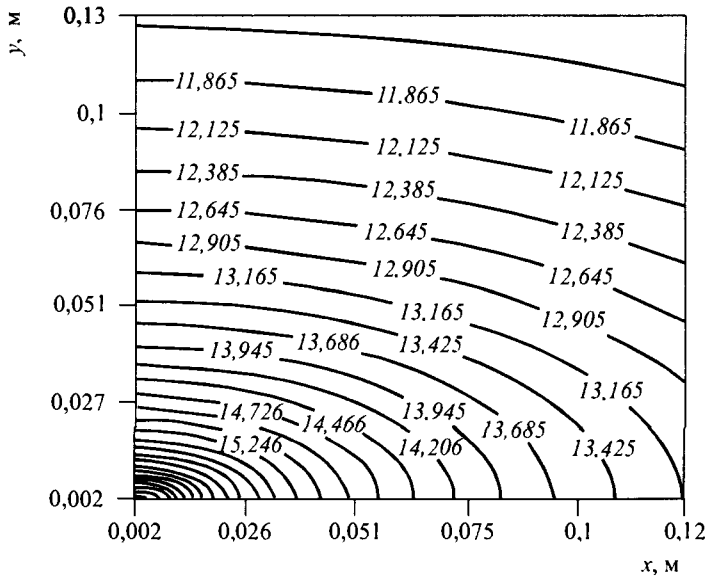


Рис. 6.14. Распределение линий равной напряженности в межэлектродном пространстве плоского ионизатора

б) для положительной полярности коронирующего электрода

$$E_{кр} = 3{,}37\left(\beta + 0{,}0242\sqrt{\frac{\beta}{R_1}}\right)\cdot 10^6, \text{ В/м}; \qquad (6.106)$$

Здесь β — отношение плотности газа в рабочих условиях к плотности газа в стандартных условиях ($t_г = 20$ °С, $p = 101{,}3$ кПа), т.е.

$$\beta = \frac{\rho_г}{\rho_{гс}} = \frac{293 p_{га}}{(273 + t_г)\cdot 101{,}3},$$

где $p_{га}$ — абсолютное (термодинамическое) давление газа, кПа.

Движение и осаждение заряженных частиц. На взвешенные в движущемся газовом потоке частицы при прохождении в межэлектродном пространстве, в котором происходит коронный разряд, действуют следующие силы:

1) взаимодействия электрического поля и заряда частиц — кулоновские силы;
2) гидродинамические силы движущегося газового потока;
3) электрического ветра;
4) индукции;
5) тяжести.

Рассмотрим действие силы тяжести на движение в межэлектродном пространстве.

Обычно электрофильтры являются второй ступенью системы газоочистки. Поэтому максимальный диаметр частиц в межэлектродном пространстве в редких случаях превышает 10 мкм. В процессе электрической очистки скорость движения газов составляет 0,5–3 м/с, а время пребывания частиц в межэлектродном пространстве составляет 10–15 с. С другой стороны, из уравнения, описывающего осаждение частиц в спокойном газе, нетрудно подсчитать, что для частицы диаметром 10 мкм скорость осаждения не превышает 0,006–0,01 м/с. Такая частица за время пребывания в межэлектродном пространстве падает даже в неподвижном газе под действием силы тяжести всего на 6–10 см. Практически этот путь еще меньше за счет движения газов. Поэтому влияние силы тяжести на характер движения частицы в электрофильтре можно не учитывать.

В межэлектродном пространстве частица, которая не успела ранее получить заряд, электризуется в результате действия электрического поля. Благодаря этому возникает сила взаимодействия $F_и$ между электрическим полем и частицей, заряды на которой индуцируются этим полем. Величина этой силы описывается выражением

$$F_и = \frac{1}{2}\pi\varepsilon_0 \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon + 2} d_ч^3 E \frac{dE}{dx},$$

где x — координата, совпадающая по направлению с силовыми линиями напряженности электрического поля.

Как мы уже знаем из вышеизложенного, напряженность электрического поля изменяется существенно только в непосредственной близости от коронирующего электрода; в большей части объема межэлектродного пространства она практически постоянна. Поэтому сила $F_и$ проявляет себя лишь у центрального электрода, заставляя частицы аэрозоля перемещаться по направлению к нему. Для большей части внешней зоны короны с достаточной для практических расчетов точностью можно полагать $dE/dx \approx 0$, т.е. не учитывать силу $F_и$.

Основной силой, определяющей движение заряженной частицы в межэлектродном пространстве ионизатора, является кулоновская сила $F_{кл} = q_м E$, где $q_м$ — максимальный заряд частицы, определяемый по формулам Потенье.

Во внешней области зоны короны действие кулоновской силы направлено к положительному (осадительному) электроду. В области короны, где заряды некоторых частиц имеют знак, противоположный короне, эти частицы под действием кулоновской силы движутся к коронирующему электроду.

Движению заряженной частицы к осадительному электроду препятствует сопротивление среды. Для тех размеров частиц, которые указывались выше, сила сопротивления описывается законом Стокса. Если диаметр частицы меньше 1 мкм, то вводится поправка Каннингема – Милликена. Ясно, что скорость движения частиц между электродами будет переменной, поэтому сосредоточим внимание на определении установившейся скорости частицы. Как мы уже знаем, она называется скоростью дрейфа.

Итак, кулоновская сила в установившемся процессе равна силе сопротивления, т.е. $F_{кл} = F_с$, или в развернутом виде $q_м E = 3\pi\mu_г d_ч v_{чд}$. Разрешая это равенство относительно $v_{чд}$, находим

$$v_{чд} = \frac{q_м E}{3\pi\mu_г d_ч} = q_м E B. \qquad (6.107)$$

Как было показано ранее, величина максимального заряда, приобретаемого частицей в электрическом поле, определяется, главным образом, ее размером. Для средних и крупных частиц механизмом зарядки является ударная ионизация. В этом случае в соответствии с формулой Потенье

$$q_м = \pi\varepsilon_0\delta E_0 d_ч^2 E = \pi\varepsilon_0\left(1 + 2\frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon + 2}\right) d_ч^2 E_0 E.$$

Тогда $v_ч = \varepsilon_0\delta d_ч E_0 E/(3\mu_г)$ или, учитывая, что $\varepsilon_0 \cong 0{,}885\cdot10^{-11}$ Кл^2/(Н·м^2) и полагая $E = E_0$, запишем

$$v_{чд} = 0{,}295\cdot10^{-11} E^2 \delta d_ч/\mu_г. \qquad (6.108)$$

Для частиц диаметром менее 1 мкм можно воспользоваться формулой Ледебура $q_м = 10^8 d_ч e$. Тогда $v_{чд} = 10^8 E e C_К/(3\pi\mu_г)$ или, так как $e = 1{,}6\cdot10^{-19}$ Кл,

$$v_{чд} = 0{,}17\cdot10^{-11} E C_К/\mu_г. \qquad (6.109)$$

Уже по общему виду выражений (6.108), (6.109) видно, что скорость дрейфа частицы — величина довольно малая. Для типичных значений напряженности электрического поля $E = 15 \cdot 10^4$ В/м и $E = 30 \cdot 10^4$ В/м в воздушной среде имеем

$d_ч$, мкм	0	1,0	2,0	10	20
$v_{чд}$, м/с	0,012/0,025	0,013/0,030	0,015/0,060	0,075/0,30	0,15/0,60

Именно этим обстоятельством объясняются малые размеры промышленных ионизаторов (здесь не учитываются габариты необходимого электрооборудования).

На молекулы газа в межэлектродном пространстве оказывает механическое воздействие поток ионов, движущихся под действием электрического поля к осадительному электроду. При этом возникает направленное движение газов, получившее название электрического ветра. Электрический ветер возникает не по всей высоте коронирующего электрода, а только в разрядных точках.

Молекулы газа, участвующие в электрическом ветре, вблизи коронирующего электрода движутся по направлению силовых линий поля. Так как электрический ветер действует не по всей длине электрода, то возникают газовые потоки с разными скоростями. В результате трения газовых потоков движение в межэлектродном пространстве становится вихревым; на место уходящих масс газа в район действия разрядных точек поступают новые массы. Возникает циркуляция аэрозоля от разрядных точек коронирующего электрода к осадительному электроду и обратно в зону, где действие разрядных точек проявляется слабее.

Скорость электрического ветра $v_{э в}$ достигает 0,5–1,0 м/с и для воздуха может быть приближенно рассчитана по формуле Ледебура

$$v_{э в} = 5{,}34 \cdot 10^{-7} E/H.$$

Под действием электрического ветра выравниваются концентрации ионов и взвешенных частиц в межэлектродном пространстве и, тем самым, интенсифицируется процесс осаждения ионов на поверхности частиц.

Влияние электрического ветра зависит от размеров частиц. Так, скорость переноса электрическим ветром частицы диаметром 1 мкм может быть больше скорости ее дрейфа. Для средних и крупных частиц влияние электрического ветра на скорость их движения считают незначительным. Однако это утверждение ничем не обосновано, ибо данный вопрос никем не изучался. Правильный ответ на вопрос о влиянии электрического ветра на движение частиц в электрофильтре может быть получен путем совместного решения уравнений электростатики и движения проводящей жидкости, но таких решений до сих пор не проводилось. Поэтому следует отдавать себе отчет в том, что погрешность от пренебрежения влиянием электрического ветра совершенно неизвестна; она может быть и очень большой и очень малой.

Таким образом, обычно полагают, что все взвешенные частицы, проходящие вместе с газовым потоком межэлектродное пространство, заряжаются и , в основном, под влиянием электрического поля получают направленное движение к осадительному электроду.

Заряженные частицы, попадая на поверхность осадительного электрода, должны разрядиться и оставаться на электроде. Однако действительный процесс разрядки частиц существенно определяется таким их свойством, как удельное электрическое сопротивление $\rho_э$. Здесь возможны три варианта.

Если проводимость твердой частицы велика и контактное сопротивление (т.е. сопротивление перехода заряда от частицы к осадительному электроду в месте их контакта) незначительно, то заряд отдается практически мгновенно. Частица получает заряд электрода (т.е. положительный заряд), и между ней и электродом возникает кулоновская сила отталкивания, которой противодействует сила адгезии. В случае, когда сила адгезии недостаточна, частица может оттолкнуться от электрода обратно в газовый поток, где вновь получит отрицательный заряд от движущегося ионного потока. Вновь заряженная частица под действием сил электрического поля подойдет к осадительному элек-

троду, разрядится, получит заряд электрода, оттолкнется и так до тех пор, пока не покинет пределов электрофильтра.

При осаждении на поверхности осадительного электрода полностью непроводящих частиц, которые не разряжаются и под действием силы электрического поля оказываются прижатыми к поверхности электрода, на электроде образуется слой из заряженных частиц, непрерывно поджимаемый силой поля и уплотняемый новыми оседающими частицами и ионами. По мере увеличения толщины слоя на нем накапливаются заряды, противоположные по знаку заряду осадительного электрода. Суммарный заряд осевших частиц начинает отталкивать вновь подходящие частицы, и с этой толщины слоя пыли ионизатор (электрофильтр) запирается, так как дальнейшее осаждение частиц на электроде становится невозможным.

Первому варианту соответствуют частицы пыли с удельным электрическим сопротивлением, меньшим 10^4 Ом·см, а второму — с удельным электрическим сопротивлением, большим 10^{10} Ом·см. Если $10^4 \le \rho_э \le 10^{10}$, то частицы пыли хорошо осаждаются на электроде и легко удаляются с него встряхиванием.

Как следует из изложенного выше, степень очистки газа в электрофильтре можно определить лишь приближенно. Помимо уже отмеченных упрощений, дополнительно предполагают, что пыль монодисперсна, концентрация ее в поперечном сечении одинакова, скорость газа и скорость дрейфа постоянны, вторичный унос и подсосы воздуха отсутствуют. При этих условиях оценку эффективности работы электрофильтра можно произвести следующим образом.

Для цилиндрического электрофильтра, имеющего радиус осадительного электрода R_2, изменение счетной концентрации на единицу высоты фильтра составляет $2\pi R_2 \cdot 1 \cdot v_{чд} n d\tau$. С другой стороны, эту же величину можно выразить через изменение счетной концентрации в объеме фильтра той же высоты: $-\pi R_2^2 \cdot 1 \cdot dn$. Приравняв эти две величины, находим: $-\pi R_2^2 dn = 2\pi R_2 v_{чд} n d\tau$, откуда

$$\frac{dn}{n} = -\frac{2v_{чд}}{R_2} d\tau \quad \text{или} \quad n(\tau) = n_0 \exp\left(-\frac{2v_{чд}\tau}{R_2}\right). \tag{6.110}$$

Время пребывания газа в электрофильтре равно $\tau = L/v_г$, где L — активная длина электрофильтра. Если концентрацию на выходе обозначить через $n_к$, то коэффициент очистки (эффективность очистки) будет

$$\eta = 1 - \frac{n_к}{n_0} = 1 - \exp\left(-\frac{2v_{чд}L}{R_2 v_г}\right). \tag{6.111}$$

Для пластинчатого электрофильтра имеем

$$\eta = 1 - \exp\left(-\frac{v_{чд}L}{R_2 v_г}\right). \tag{6.112}$$

Результаты вычислений по формуле (6.111) представлены ниже:

$2v_{чд}L/(R_2v_г)$ 0,9	1,6	2,3	3,0	3,7	3,9	4,6
η, % 60	80	90	95	97,5	98	99

Достоверность формул (6.111) и (6.112) невелика, и к ним нужно относиться весьма осторожно. Целесообразно проверять результаты расчетов по ним практическими данными.

6.9. ТЕРМОФОРЕЗ (ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ТЕМПЕРАТУРНОГО ГРАДИЕНТА ДЛЯ ОСАЖДЕНИЯ ВЗВЕШЕННЫХ ЧАСТИЦ)

Было замечено, что около нагретого тела, помещенного в аэродисперсную систему, возникает так называемая темная зона (свободный от пыли объем), обусловленная тем, что горячее тело отталкивает от себя частицы пыли. Толщина этой, не содержащей частиц, зоны зависит от разности температур тела и среды, давления газа, размера и формы тела и совершенно не зависит от его химического состава. Согласно данным Ватсона, толщина темной зоны выражается формулой

$$\Delta = C(T_т - T_{ср})\, q_{пов}^{-0,38},$$

где C — постоянная, $T_т - T_{ср}$ — разность температур тела и среды, $q_{пов}$ — потери теплоты с 1 см^2 поверхности тела $q_{пов} = C' (T_т - T_{ср})^{1,25}$, C' — постоянная, которую можно вычислить исходя из затрат теплоты на нагревание тела).

При увеличении давления газа p толщина темной зоны увеличивается согласно соотношению $\Delta \approx 1/p^x$, где x может изменяться в пределах $0,6 < x < 1$.

Дальнейшее изучение этого явления, названного термофорезом, привели к заключению, что оно вызывается действием термофоретических сил.

6.9.1. ТЕРМОФОРЕТИЧЕСКИЕ СИЛЫ

Термофоретическими силами называют силы, действующие со стороны газообразной среды на находящиеся в ней равномерно нагретые тела (в частности, частицы аэрозоля). Механизм термофоретических сил, как и в других случаях взаимодействия частиц и газа, существенно зависит от величины отношения диаметра частицы к средней длине свободного пробега газовых молекул l_i. Теоретическое рассмотрение вопроса о величине этих сил в настоящее время проведено достаточно полно лишь для двух крайних случаев: $d_ч/l_i << 1$ и $d_ч/l_i >> 1$.

$d_ч/l_i << 1$. В этом случае термофоретическая сила возникает вследствие того, что газовые молекулы от более нагретой стороны частицы сильнее бомбардируют частицу, чем от менее нагретой стороны, и поэтому сообщают частице импульс в направлении убывания температуры. Здесь имеется некоторая аналогия с броуновским движением. Согласно данным Кавуда и Эйнштейна, величина термофоретической силы при этом равна [17,23]

$$\vec{F}_т = -\frac{1}{8} p \frac{l_i \pi d_ч^2}{T_г} \operatorname{grad} T_г. \qquad (6.113)$$

С. П. Баканов и Б. В. Дерягин рассмотрели три варианта этой формулы в зависимости от характера соударения молекул газа с поверхностью частицы. В случае зеркального (упругого) отражения справедливо выражение

$$\vec{F}_т = -\frac{5}{16} \pi k T_г N_A d_ч^2 \frac{l_i}{T_г} \operatorname{grad} T_г. \qquad (6.114)$$

Здесь k — постоянная Больцмана, а N_A — число Авогадро. В случае диффузного испарения, когда выполняется условие равенства количества молекул, соударившихся с элементом поверхности и испарившихся с этого элемента, также справедливо уравнение (6.114). И, наконец, для диффузного рассеяния при сохранении абсолютной величины скорости молекул формула (6.113) принимает вид

$$\vec{F}_т = -\frac{13}{9} \cdot \frac{5}{16} \pi k T_г N_A d_ч^2 \frac{l_i}{T_г} \operatorname{grad} T_г. \qquad (6.115)$$

Нетрудно заметить, что в последних двух уравнениях попросту конкретизирована величина давления газа p. Если сопоставить эти выражения с формулой Кавуда – Эйнштейна, то получим хорошо известное из молекулярной физики соотношение

$$p = \text{const} \cdot \frac{5}{2} kTN_A.$$

Тем не менее, формулы Баканова – Дерягина показывают, что при $d_ч/l_i << 1$ термофоретическая сила не зависит от давления газа. Это становится особенно ясным, если вспомнить, что $N_A l_i = \text{const}$. Таким образом, при малых размерах частиц аэрозоля величина термофоретической силы пропорциональна $d_ч^2$, т.е. поверхности частицы.

$d_ч/l_i >> 1$. Для этого случая термофоретическая сила была определена Эпштейном. Формула для ее расчета имеет вид [24]

$$\vec{F}_т = -\frac{9\pi d_ч \mu_г^2}{2\rho_г T_г}\left(\frac{\lambda_г}{2\lambda_г + \lambda_ч}\right)\text{grad}\, T_г. \qquad (6.116)$$

Здесь $\lambda_г$ и $\lambda_ч$ — коэффициенты теплопроводности газа и вещества частицы.

Уравнение (6.116) хорошо подтверждается экспериментом, если выполняется условие $\lambda_г\lambda_ч \le 10$. Для частиц с высокой теплопроводностью термофоретические силы оказались намного больше вычисленных по уравнению Эпштейна. В этом случае величину термофоретической силы рекомендуется вычислять по формуле Брока, которая для $l_i/d_ч \le 0{,}125$ хорошо согласуется с экспериментальными данными

$$\vec{F}_т = -3\pi d_ч^2 \mu_г \frac{C_К(2l_i/d_ч)}{1+6C_1 l_i/d_ч} \cdot \frac{\dfrac{\lambda_г}{\lambda_ч} + 2C_2\dfrac{l_i}{d_ч}}{1+2\dfrac{\lambda_г}{\lambda_ч} + 4C_2\dfrac{l_i}{d_ч}}\text{grad}\, T_г. \qquad (6.117)$$

Здесь $C_К$ — поправка Каннингема – Милликена, а C_1 и C_2 — эмпирические константы, причем $1{,}875 \le C_1 \le 2{,}48$; $1{,}0 \le C_2 \le 1{,}27$.

6.9.2. СКОРОСТЬ ТЕРМОФОРЕЗА

Частица, движущаяся в тепловом поле, под воздействием термофоретической силы приобретает некоторую скорость, называемую скоростью термофореза. Скорость термофореза определяют обычно в стационарном состоянии, т.е. когда термофоретические силы компенсируются сопротивлением среды, и частица движется равномерно.

$d_ч/l_i << 1$. В этом случае формула для скорости термофореза получается путем совместного решения уравнения для термофоретической силы и уравнения для сопротивления среды. Обычно считают, что сила сопротивления описывается законом Стокса. При $d_ч/l_i << 1$ скорость движения частицы имеет вероятностный характер (частица участвует в броуновском движении). Поэтому здесь необходимо учитывать зависимость среднего смещения частицы аэрозоля от параметров броуновского движения. Тогда из уравнения Кавуда – Эйнштейна получаем

$$\vec{v}_т = -\frac{1}{8}\overline{w}\frac{l_i}{T_г}\text{grad}\, T_г, \qquad (6.118)$$

где $\overline{w}$ — средняя скорость молекул газа $\overline{w} = \sqrt{8RT/\pi M_г}$, а $M_г$ — молекулярная масса газа.

Если использовать формулы Баканова – Дерягина, то для случаев зеркального отражения и диффузного рассеяния находим

$$\vec{v}_т = -\frac{15\pi}{128}\overline{w}\frac{l_i}{T_г}\operatorname{grad}T_г, \tag{6.119}$$

а для случая диффузного испарения

$$\vec{v}_т = -\frac{15\pi}{128+16\pi}\overline{w}\frac{l_i}{T_г}\operatorname{grad}T_г. \tag{6.120}$$

Хорошие результаты дает также формула

$$\vec{v}_т = -\frac{6\mu_г}{(8+\pi\alpha)T_г\rho_г}\operatorname{grad}T_г, \tag{6.121}$$

где α — доля рассеянных частицей молекул газа. Для частиц неправильной формы и с очень гладкой поверхностью (аморфные и жидкие частицы) $\alpha \approx 0{,}9$; для частиц, образованных механическим путем и с острыми углами, $\alpha \approx 1$.

Из приведенных соотношений видно, что скорость термофореза очень мелких частиц не зависит ни от их размера, ни от их химических свойств.

$d_ч/l_i >> 1$. Здесь просто приравнивают формулу Эпштейна силе Стокса, в результате чего получают

$$\vec{v}_т = -\frac{3}{2}\frac{\lambda_г}{2\lambda_г+\lambda_ч}\cdot\frac{\mu_г}{\rho_г T_г}\operatorname{grad}T_г. \tag{6.122}$$

И в этом случае скорость термофореза не зависит от размера частиц. В общем, это заключение подтверждается экспериментом, если $d_ч > 1$ мкм.

Уже отмечалось, что формула Эпштейна "хорошо работает", если выполняется условие: $\lambda_г\lambda_ч \le 10$. Для частиц с высокой теплопроводностью экспериментально измеренные значения скорости термофореза отличались от найденных по выражению (6.122) в 30–100 раз. Поэтому для таких частиц скорость термофореза следует вычислять по формуле Брока

$$\vec{v}_т = -\frac{3\mu_г C_К}{2\rho_г T_г}\cdot\frac{1}{1+6C_1\dfrac{l_i}{d_ч}}\cdot\frac{\dfrac{\lambda_г}{\lambda_ч}+2C_2\dfrac{l_i}{d_ч}}{1+2\dfrac{\lambda_г}{\lambda_ч}+4C_2\dfrac{l_i}{d_ч}}\operatorname{grad}T_г. \tag{6.123}$$

Это уравнение дает удовлетворительные результаты как для частиц с высокой теплопроводностью, так и для частиц с малой и средней теплопроводностью (ошибка не превышает ± 25 %).

Б. В. Дерягиным и С. П. Бакановым [26] была предложена более простая формула для расчета скорости термофореза больших частиц

$$\vec{v}_т = -\frac{(4\lambda_г+0{,}5\lambda_ч)\mu_г}{(2\lambda_г+\lambda_ч)\rho_г T_г}\operatorname{grad}T_г. \tag{6.124}$$

Экспериментальный анализ приведенных выше формул показал, что наилучшую сходимость с практическими результатами обеспечивает уравнение (6.124).

Практическое применение явление термофореза до настоящего времени в основном ограничивается исследованием аэрозолей (метод термопреципитации). Было установлено, что термопреципитация может играть существенную роль при улавливании частиц из горячих газов в случае прохождения последних через холодные насадки. В узких каналах при разнице температур газа и поверхности канала, равной 50 °С, можно получить градиент температуры порядка 1000 °С/см. Расчеты показывают, что это должно привести к осаждению 98,8 % частиц диаметром 0,1 мкм в слое насадки глубиной 230 мм, находящейся при температуре 500 °С.

В промышленных условиях приходится, в основном, сталкиваться с отрицательными последствиями термофореза. Так, например, твердые частицы, оседающие из горячих газов на холодных стенках рекуперативных и регенеративных теплообменников, образуют слои с низкой теплопроводностью, которые значительно снижают коэффициент теплопередачи.

6.10. ОБЩАЯ ФОРМА ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНОГО УРАВНЕНИЯ ИЗМЕНЕНИЯ ДИСПЕРСНОГО СОСТАВА АЭРОЗОЛЯ

Рассмотренный ранее материал показывает, что, независимо от механизма агрегации частиц, скорость процесса изменения дисперсного состава аэрозоля пропорциональна произведению концентраций частиц различного диаметра и некоторой константе. Это обстоятельство позволяет вывести обобщенное уравнение изменения дисперсного состава.

Предположим сначала, что первичный аэрозоль состоит из m фракций частиц со средними их размерами $d_1, d_2, d_3, \ldots, d_m$. Изменение концентрации частиц размером d_k происходит не только из-за уменьшения количества частиц этой фракции при соединении их с другими частицами, но и вследствие увеличения количества частиц этой фракции в результате соединения более мелких частиц. В общем виде это может быть записано так:

$$\Omega = \Psi - \Phi, \tag{6.125}$$

где Ω — изменение количества частиц k-го размера, Ψ — увеличение за счет мелких частиц, достигших размера d_k, и Φ — уменьшение частиц k-го размера вследствие соединения их с другими частицами.

Более детальная запись выражения (6.125) имеет вид:

$$\frac{dn_k}{d\tau} = \frac{1}{2}\sum_{j=1}^{k-1} K_{j(k-j)} n_j n_{k-j} - \sum_{j=1}^{\infty} K_{kj} n_k n_j. \tag{6.126}$$

В этом уравнении скорости коагуляции частиц различных размеров образуют систему обыкновенных нелинейных дифференциальных уравнений первого порядка. Поскольку происходит коагуляция, количество уравнений, требуемых для описания совокупности размеров аэрозоля, может составлять 1000 и более. Например, для определения изменений в распределении размеров для нескольких прокоагулировавших монодисперсных и полидисперсных аэрозолей Хайди решал системы из 600 уравнений, и даже тогда имелись примеры, когда материал был "потерян", так как некоторое количество частиц коагулировало до размеров, больших, чем наибольший учитывающийся размер. По этой причине данный подход рекомендуется использовать для грубых, ориентировочных расчетов.

Для того чтобы обойти проблему многих уравнений, целесообразно перестроить систему (6.126) к виду, учитывающему закон сохранения массы аэрозоля. При неизменной плотности частиц этот закон эквивалентен условию сохранения суммарного объема частиц. В этом случае приходим к интегро-дифференциальному уравнению вида

$$\frac{\partial n(v,\tau)}{\partial \tau} = \frac{1}{2}\int_0^m K(\phi, v-\phi)n(\phi,\tau)n(v-\phi,\tau)d\phi - n(v,\tau)\int_0^\infty K(\phi,v)n(\phi,\tau)n(v,\tau)d\phi. \qquad (6.127)$$

В уравнении (6.127) первое слагаемое представляет увеличение числа частиц в интервале объемов (v, $v + dv$) в результате агрегации частиц объемом ϕ и объемом $v - \phi$. Множитель $n(\phi, \tau)$ представляет собой количество частиц объемом ϕ в момент времени τ; $n(v - \phi, \tau)$ — количество частиц объемом $v - \phi$ в момент времени τ. Множитель $K(\phi, v - \phi)$ есть константа коагуляции частиц объемом ϕ и объемом $v - \phi$. Второе слагаемое этого уравнения представляет уменьшение числа частиц в интервале объемов (v, $v + dv$) в результате коагуляции частиц объемом v и объемом ϕ. Множитель $K(\phi, v)$ — комбинированная константа коагуляции этих частиц. Таким образом, уравнение (6.127) описывает суммарную скорость изменения числа частиц, объемы которых лежат в интервале (v, $v + dv$). Решение уравнения с соответствующими начальными условиями дает количество частиц в интервале объемов (v, $v + dv$) в момент времени τ.

Для определения общего количества частиц в единице объема необходимо проинтегрировать (6.127) по всем объемам частиц

$$n(\tau) = \int_0^\infty n(v,\tau)dv.$$

Тогда изменение общего количества частиц во времени будет равно

$$\frac{\partial n(\tau)}{\partial \tau} = -\frac{1}{2}\int_0^\infty\int_0^\infty K(\phi,v)n(\phi,\tau)n(v,\tau)d\phi dv. \qquad (6.128)$$

В случае постоянного K и однородного по размерам аэрозоля уравнение (6.128) сводится к уравнению коагуляции Смолуховского.

Преимущество использования уравнения (6.127) состоит в том, что в него можно включать слагаемые, учитывающие другие механизмы удаления частиц из коагулирующего аэрозольного облака. Например, оседание частиц под влиянием силы тяжести можно учесть добавлением слагаемого

$$-\vec{V}(v)\mathrm{grad}\, n(v,\tau) = -\vec{V}(v)\cdot\nabla n(v,\tau)$$

к правой части уравнения (6.128); диффузионное оседание на граничную поверхность — добавлением слагаемого $D(v)\nabla^2[n(v, \tau)]$ и т.д. Здесь $V(v)$ — вектор скорости частицы объемом v и $D(v)$ — ее коэффициент диффузии, ∇ и ∇^2 — операторы градиента и Лапласа. Таким образом может быть сформировано уравнение, которое учитывает большинство факторов, определяющих поведение аэрозоля.

Уравнения (6.127), (6.128) нетрудно записать для любого представления дисперсного состава полидисперсного аэрозоля. Для этого достаточно воспользоваться соответствующим выражением дифференциальной кривой распределения или, как ее еще называют, кривой плотности распределения. Напомним, что если n — счетная концентрация частиц, то спектр их распределения, например, по массам m описывается выражением

$$dn = f(m, \tau)dm,$$

где $f(m, \tau)$ — плотность счетного распределения по массам частиц.

Повторяя предыдущие рассуждения для объемов частиц, аналогичным образом приходим к заключению, что изменение числа частиц массой m может происходить либо вследствие столкновения частиц массы m' и $m - m'$, либо частиц массы m и m^*. Тогда дифференциальное уравнение изменения счетной концентрации частиц массы m можно выписать по аналогии

$$\frac{\partial f(m,\tau)}{\partial \tau} = \Psi(m,\tau) - \Phi(m,\tau), \tag{6.129}$$

где

$$\Psi(m,\tau) = \frac{1}{2}\int_0^m K(m',m-m')f(m',\tau)f(m-m',\tau)dm'; \tag{6.130}$$

$$\Phi(m,\tau) = f(m,\tau)\int_0^\infty K(m^*,m)f(m^*,\tau)dm^*. \tag{6.130a}$$

Здесь учтено, что плотность распределения $f(m, \tau)$ не зависит от переменной интегрирования m^*.

Если перейти от счетного распределения по массе к функции распределения частиц по размерам (обозначим размер символом δ, чтобы не путать его с дифференциалом), то те же уравнения примут вид:

$$\frac{\partial f(\delta,\tau)}{\partial \tau} = \Psi(\delta,\tau) - \Phi(\delta,\tau); \tag{6.131}$$

$$\Psi(\delta,\tau) = \int_0^{\delta/\sqrt[3]{2}} K\left(\delta', \sqrt[3]{\delta^3 - \delta'^3}\right) f(\delta',\tau) f\left(\sqrt[3]{\delta^3 - \delta'^3}, \tau\right) \varphi(\delta,\delta') d\delta'; \tag{6.132}$$

$$\Phi(\delta,\tau) = f(\delta,\tau)\int_0^\infty K(\delta^*,\delta)f(\delta^*,\tau)d\delta^*. \tag{6.132a}$$

Здесь введена функция $\varphi(\delta, \delta') = 1/[1 - (\delta'/\delta)^3]^{2/3}$, связанная с нелинейностью перехода от массы частицы к ее размеру. Физически это проявляется в том, что вследствие нелинейного тождества $\delta^3 = \delta'^3 + [(\delta^3 - \delta'^3)^{1/3}]^3$ ширина интервалов для частиц размером δ, δ' и $(\delta^3 - \delta'^3)^{1/3}$ оказывается неравной друг другу.

Уравнения (6.127)–(6.132) справедливы для процесса коагуляции полидисперсного аэрозоля в неподвижной газовой среде. В то же время, при движении аэрозоля в потоке газа переменной скорости в канале переменного сечения плотность счетного распределения частиц по размерам $f(\delta, \tau)$ изменяется не только из-за коагуляции, но и в связи с тем, что скорости частиц и газа не равны друг другу.

Рассмотрим процедуру обобщения уравнений (6.127)–(6.132) на случай движущегося потока на примере течения аэрозоля в канале переменного поперечного сечения. Если бы частицы не коагулировали, то изменение потока частиц вдоль канала описывалось бы обычным уравнением неразрывности для одномерного течения

$$f(\delta, \tau)\, V(\delta, \tau)\, S(\tau) = f(\delta, \tau_0)\, V(\delta, \tau_0)\, S(\tau_0) = \text{const},$$

где V и S — средняя расходная скорость частиц и сечение канала, а время τ играет роль координаты вдоль канала. Вследствие коагуляции частиц, поток частиц вдоль канала будет изменяться. Введем изменяющуюся функцию счетного распределения потока частиц размеров от δ до $\delta + d\delta$:

$$dW(\delta, \tau) = F(\delta, \tau)d\delta, \tag{6.133}$$

где $F(\delta, \tau) = f(\delta, \tau)V(\delta, \tau)S(\tau)$ — плотность потока частиц. Эта величина может изменяться для частиц данного размера только вследствие коагуляции и не зависит от изменения скорости и сечения потока газа. Поэтому уравнение коагуляции принимает вид:

$$\frac{\partial F(\delta,\tau)}{\partial \tau} = V(\delta,\tau)S(\tau)[\psi(\delta,\tau) - \Phi(\delta,\tau)]. \tag{6.134}$$

Проинтегрируем это уравнение в пределах от 0 до τ

$$F(\delta,\tau) = F(\delta,\tau_0) + \int_0^{\tau} V(\delta,\tau)S(\tau)[\Psi(\delta,\tau) - \Phi(\delta,\tau)]d\tau. \tag{6.135}$$

Теперь снова вернемся к плотности счетного распределения

$$f(\delta,\tau) = \frac{V(\delta,\tau_0)S(\tau_0)}{V(\delta,\tau)S(\tau)}\left\{f(\delta,\tau_0) + \int_0^{\tau} \frac{V(\delta,\tau)S(\tau)}{V(\delta,\tau_0)S(\tau_0)}[\Psi(\delta,\tau) - \Phi(\delta,\tau)]d\tau\right\}. \tag{6.136}$$

Физический смысл (6.136) таков. Для определения фактической плотности счетной концентрации частиц в любой момент времени изменение числа частиц из-за коагуляции [разность $\Psi(\delta, \tau) - \Phi(\delta, \tau)$] множителем $\frac{V(\delta,\tau)S(\tau)}{V(\delta,\tau_0)S(\tau_0)}$ приводится к начальным условиям течения аэрозоля, складывается с начальным значением числа частиц и затем множителем $\frac{V(\delta,\tau_0)S(\tau_0)}{V(\delta,\tau)S(\tau)}$ приводится к условиям течения в момент времени τ.

Интегро-дифференциальные уравнения (6.127)–(6.136) могут быть решены только численно на ЭВМ, зато и возможности их весьма широки. На основе этих уравнений можно рассчитывать процесс улавливания частиц аэрозоля движущимися каплями жидкости, процессы коагуляции и дробления самих капель в процессе течения и многое другое.

Глава 7.
ОПТИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА АЭРОЗОЛЕЙ

Оптические свойства — это наиболее типичные и самые важные из всех характеристик аэрозолей. Дымы, туманы мы видим такими, какие они есть, из-за оптических свойств отдельных частиц и их взаимодействия. При этом большое значение имеет способность частиц рассеивать и поглощать свет или излучение вообще.

Рассеивают свет все аэрозольные частицы. Некоторые, главным образом металлические, оксидные или угольные, а также крупные частицы могут поглощать его. Совокупность рассеяния и поглощения называется ослаблением (или экстинцией). Функции рассеяния, описывающие рассеянный и поглощенный частицей свет, для частиц сферической или цилиндрической формы можно рассчитать, используя общую математическую теорию, известную как теория Ми. Несмотря на то, что теория Ми сформулирована для сферических частиц, эксперименты показали, что характеристики углового рассеяния и ослабления изометрических частиц (например, кубических или октаэдрических) мало отличаются от характеристик сферических частиц эквивалентного размера.

Фундаментальным фактором при рассмотрении оптических свойств аэрозолей является показатель преломления. Он определяется как отношение скорости света в веществе к скорости света в вакууме. Показатели преломления некоторых сред приведены в табл. 7.1.

Показатели преломления веществ, которые наряду с рассеянием излучения поглощают некоторую его часть, выражаются комплексным числом в форме

$$m = \nu + ik' \tag{7.1}$$

где ν — действительная часть, характеризующая рассеяние, k' — мнимая часть, характеризующая поглощение. Например, показатель преломления угольных частиц приблизительно равен $2 - i$. Чистые рассеиватели не поглощают излучение, поэтому их показатели преломления выражаются действительными числами.

Показатели преломления веществ, из которых состоят частицы аэрозолей, изменяются в зависимости от длины волны падающего света, от химического состава частиц и, в некоторых случаях, от их расположения по отношению к источнику или детектору светового излучения. Комплексные показатели преломления большинства веществ определены с невысокой точностью, поэтому оптические модели аэрозолей, в которых используются эти показатели, могут приводить к неточным результатам.

Определив используемые величины, рассмотрим оптические свойства аэрозолей как в области длин видимого света (0,4–0,7 мкм), так и вне ее. При этом будем разделять два аспекта оптики аэрозолей: влияние аэрозолей на состояние окружающей среды и использование закономерностей ослабления света для изучения свойств аэрозольных частиц.

Таблица 7.1

Показатели преломления некоторых сред

Среда	m	Среда	m
Вакуум	1,000000	Стекло	1,48...2,00
Воздух	1,0002918	NaCl	1,5443
Вода	1,3330	Алмаз	2,417
Лед	1,31		

7.1. ОСЛАБЛЕНИЕ (ЭКСТИНЦИЯ) СВЕТА — ЗАКОН БУГЕРА [28]

Экспериментально и теоретически установлено, что тонкий слой среды dl рассеивает и поглощает свет в количестве, пропорциональном световому потоку, входящему в слой. Такой средой может быть воздух, содержащий частицы.

Степень рассеяния, которую следует ожидать, определяется сечением рассеяния $S_{рас}$. Это кажущаяся площадь, которую аэрозоль представляет для падающего луча с учетом способности частиц отклонять излучение от направления луча. Кажущаяся площадь может быть совершенно отличной от физической величины поперечного сечения рассеивающего слоя вследствие рефракции, дифракции, интерференции и других причин. В дополнение к зависимости от размера частицы аэрозоля площадь сечения может зависеть от формы и природы аэрозольной частицы, длины волны, поляризации и когерентности падающего излучения. Отношение $S_{рас}$ к действительной площади проекции системы, перпендикулярной относительно падающего луча, называют *коэффициентом* (*фактором*) *эффективности рассеяния* $\sigma_{рас}$

Если на рассеивающую систему падает монохроматическая электромагнитная волна с длиной l, то отношение рассеянной доли интенсивности падающего луча $dI_{\lambda,S}$ к интенсивности излучения падающего луча I_λ равно отношению кажущейся площади проекции $d^2F_{\lambda,S}$, занимаемой всеми рассеивающими частицами, к площади поперечного сечения падающего луча dF. При этом для луча, проходящего элементарный отрезок пути dl в аэрозоле, получается следующее соотношение:

$$\frac{dI_{\lambda S}}{I_\lambda} = \frac{d^2F_{\lambda,S}}{dF}. \tag{7.2}$$

Кажущаяся площадь проекции сечения рассеяния частиц аэрозоля связана со средними площадями сечения рассеяния отдельных частиц выражением

$$d^2F_{\lambda,S} = S_{\lambda рас}\,ndV = S_{\lambda рас}\,ndFdl, \tag{7.3}$$

где n — счетная концентрация частиц, $S_{\lambda рас}$ — средняя площадь сечения рассеяния частицы, dV — элементарный объем, в котором содержатся частицы. Подставляя (7.3) в (7.2), получим изменение интенсивности $dI_{\lambda,S}$ в результате рассеяния падающего излучения

$$-\frac{dI_\lambda}{I_\lambda} = \frac{dI_{\lambda,S}}{I_\lambda} = \frac{S_{\lambda рас}\,ndFdl}{dF} = S_{\lambda рас}\,ndl. \tag{7.4}$$

Существует также интенсивность, рассеянная в направлении l со всех основных направлений; она входит в величину dI_λ, но будет учтена позднее.

Интегрируя (7.4) по длине пути от 0 до l, найдем интенсивность излучения в точке l вследствие ослабления путем рассеяния луча, имеющего начальную интенсивность $I_\lambda(0)$:

$$I_\lambda(l) = I_\lambda(0)\exp\left(-\int_0^l S_{\lambda рас}\,ndl\right). \tag{7.5}$$

Следовательно, часть падающего излучения, рассеиваемого вдоль пути луча, равна

$$I_\lambda(0) - I_\lambda(l) = I_\lambda(0)\left[1 - \exp\left(-\int_0^l S_{\lambda рас}\,ndl\right)\right]. \tag{7.6}$$

Определим теперь коэффициент рассеяния $b_{s\lambda}$ в виде

$$b_{s\lambda} \equiv S_{\lambda\,\text{рас}} n, \tag{7.7}$$

так что уравнение (7.5) примет вид

$$I_\lambda(l) = I_\lambda(0)\exp\left[-\int_0^l b_{s\lambda}(l)dl\right]. \tag{7.8}$$

Это соотношение имеет форму *закона Бугера* для одного только рассеяния.

Для случая, когда $b_{s\lambda}$ не зависит ни от λ, ни от l, уравнение (7.8) упрощается до вида классического уравнения Бугера

$$I(l) = I_0\exp(-bl). \tag{7.8а}$$

Аналогичное решение получается и в случае поглощения излучения

$$I(l) = I_0\exp(-k_a l), \tag{7.9}$$

где k_a — коэффициент поглощения. Из коэффициентов b и k_a складывается *коэффициент ослабления* (*экстинции*) $k_o = k_a + b$, поэтому

$$I(l) = I_0\exp[-(k_a + b)l] = I_0\exp(-k_o l). \tag{7.10}$$

Величину k_o называют также *коэффициентом помутнения*. Уравнения (7.8)–(7.10) часто называют *законом Бера*, хотя более правильно называть их законом Бугера в честь ученого, впервые установившего этот закон эмпирически в 1760 г.

Как следует из проведенного анализа, величина коэффициента ослабления аэрозолей зависит от счетной концентрации частиц и от свойств отдельной частицы. Эти свойства определяются аналогично данным выше, а именно: отношение потока энергии, рассеиваемого сферой, к потоку энергии, падающему на единицу площади, называется сечением рассеяния частицы при рассматриваемой длине волны и обозначается тем же самым образом, что и ранее — $S_{\text{рас}}$. Точно так же можно определить сечение поглощения $S_{\text{пог}}$ и сечение ослабления $S_{\text{осл}}$. Путаницы от одинаковости обозначений никогда не возникает, так как в выражения, включающие эти понятия, всегда входит счетная концентрация частиц n. По определению, сумма сечений поглощения и рассеяния равна сечению ослабления, поэтому можно записать

$$S_{\text{пог}} + S_{\text{рас}} = S_{\text{осл}}. \tag{7.11}$$

Отношение каждого такого сечения к геометрическому сечению частицы называется *коэффициентом* (*фактором*) *эффективности* и обозначается $\sigma_{\text{ч}i}$, где i — это пог, рас и осл. Таким образом, имеем

$$\sigma_{\text{ч пог}} = \frac{S_{\text{пог}}}{\pi r^2} = 4\frac{S_{\text{пог}}}{\pi d^2} \text{ — фактор эффективности поглощения;}$$

$$\sigma_{\text{ч рас}} = \frac{S_{\text{рас}}}{\pi r^2} = 4\frac{S_{\text{рас}}}{\pi d^2} \text{ — фактор эффективности рассеяния;}$$

$$\sigma_{\text{ч осл}} = \frac{S_{\text{осл}}}{\pi r^2} = 4\frac{S_{\text{осл}}}{\pi d^2} \text{ — фактор эффективности ослабления.}$$

Коэффициенты эффективности удовлетворяют соотношению

$$\sigma_{\text{ч пог}} + \sigma_{\text{ч рас}} = \sigma_{\text{ч осл}}. \tag{7.11а}$$

Используя (7.7) и введенные факторы эффективности, коэффициент ослабления монодисперсного аэрозоля можно выразить уравнением

$$k_0 = (\pi/4) n \sigma_{\text{ч осл}} d^2. \tag{7.12}$$

Для полидисперсного аэрозоля, содержащего $n(r)dr$ частиц в интервале радиусов от r до $r + dr$, коэффициент ослабления равен

$$k_0 = \pi \int_0^\infty \sigma_{\text{ч осл}}(r) n(r) r^2 dr \tag{7.13}$$

или, приближенно, для известного фракционного состава аэрозоля

$$k_0 = \frac{\pi}{4} \sum_{i=1}^{\infty} n_i \sigma_{\text{ч осл}\,i} d_i^2. \tag{7.13а}$$

Иногда можно использовать усредненные величины $\langle\sigma_{\text{ч осл}}\rangle$ и $\langle d^2\rangle$, так что

$$k_0 = (\pi/4) n \langle\sigma_{\text{ч осл}}\rangle \langle d^2\rangle. \tag{7.14}$$

Аналогично для k_a и b можно написать

$$k_a = (\pi/4) n \langle\sigma_{\text{ч пог}}\rangle \langle d^2\rangle, \tag{7.14а}$$

$$b = (\pi/4) n \langle\sigma_{\text{ч рас}}\rangle \langle d^2\rangle. \tag{7.14б}$$

Если тонкое облако состоит из сферических частиц с концентрацией z, выраженной в г/м^3, то k_0 можно выразить через z. Учитывая, что $z = (\pi/6) d^3 \rho_{\text{ч}} n$, получаем

$$k_0 = \frac{\pi}{4} n \sigma_{\text{ч осл}} d^2 = \frac{3 z \sigma_{\text{ч осл}}}{2 \rho_{\text{ч}} d}. \tag{7.15}$$

Таким образом, при постоянном факторе эффективности ослабления и неизменной массовой концентрации ослабление света возрастает с уменьшением размера частиц. Иными словами, при одинаковой массовой концентрации мелкие частицы создают более сильное помутнение в атмосфере, чем крупные.

При использовании закона Бугера принимают некоторые упрощающие допущения. Во-первых, полагают, что длины волн падающего и рассеянного света совпадают. Хотя в некоторых случаях это не совсем верно, длина волны изменяется так незначительно, что этим изменением можно пренебречь. Во-вторых, принимают, что частицы являются независимыми рассеивателями, т.е. рассеяние света одной частицей не влияет на рассеяние другой. Это допущение выполняется, если расстояние между двумя частицами больше суммы их диаметров. Для частиц диаметром 1 мкм это означает, что их концентрация не должна превышать $1{,}25 \cdot 10^{11}$ частиц/см^3, в противном случае допущение неверно. Однако при таких концентрациях проявляется действие коагуляции, ведущей к снижению концентрации. Поэтому второе допущение всегда верно. В-третьих, предполагается только однократ-

ное рассеяние фотона, т е закон Бугера выполним только в случае прохождения света через тонкие или разреженные слои аэрозоля, когда $k_a l \le 0{,}1$ В отсутствии многократного рассеяния света при увеличении концентрации частиц в два раза интенсивность рассеяния удваивается Это свойство лежит в основе простого метода проверки на однократность рассеяния

Что дает закон Бугера в практическом плане? Из (7 10) находим

$$k_0 = -\frac{1}{l}\ln\frac{I}{I_0} = \frac{1}{l}\ln\frac{I_0}{I} \qquad (7\ 16)$$

Следовательно, измеряя световой поток (интенсивность излучения) до и после слоя аэрозоля толщиной l, можно по (7 16) найти коэффициент ослабления k_0 Зная k_0, из (7 15) определяем $d = 3z\sigma_{ч\,осл}/(2\rho_ч k_0)$, причем массовая концентрация z отыскивается в параллельном опыте путем прокачки через пробоотборное устройство некоторого объема аэрозоля (оценка $\rho_ч$ не составляет проблемы) Затем вычисляют счетную концентрацию частиц $n = 6z/(\pi d^3\rho_ч)$

Таким образом, проблема эффективного использования закона Бугера для изучения свойств аэрозоля заключается в достаточно точном измерении светового потока (интенсивности излучения) и в оценке фактора эффективности $\sigma_{ч\,осл}$

7.2. РАСЧЕТ КОЭФФИЦИЕНТОВ ЭФФЕКТИВНОСТИ

Аналитические выражения для факторов эффективности для сферы можно найти, кроме оригинальной работы Ми, во многих монографиях и учебниках Чтобы дать некоторое представление о результатах теории Ми и об учитываемых ею определяющих параметрах, приведем выражения для коэффициентов эффективности рассеяния и ослабления

$$\sigma_{ч\,рас} = \frac{2}{x^2}\sum_{n=1}^{\infty}(2n+1)(|a_n|^2 + |b_n|^2), \qquad (7\ 17)$$

$$\sigma_{ч\,осл} = \frac{2}{x^2}\sum_{n=1}^{\infty}(2n+1)\,\mathrm{Re}\{a_n + b_n\}, \qquad (7\ 17,б)$$

где Re — действительная часть суммы Если частица не поглощает падающее излучение (т е показатель преломления — действительное число и частица является чистым рассеивателем), выражения (7 17) приводят к одинаковым результатам Если частица поглощает падающее излучение, то показатель преломления является комплексным, и фактор эффективности поглощения $\sigma_{ч\,пог}$ получается из соотношения (7 11а) в виде

$$\sigma_{ч\,пог} = \sigma_{ч\,осл} - \sigma_{ч\,рас} \qquad (7\ 17б)$$

Коэффициенты a_n и b_n в формулах (7 17) называют *коэффициентами Ми*, они являются сложными функциями, выраженными через функции Риккати-Бесселя, и записываются в виде

$$a_n = \frac{\psi_n(x)[\psi_n'(y)/\psi_n(y)] - m\psi_n'(x)}{\xi_n(x)[\psi_n'(y)/\psi_n(y)] - m\xi_n(x)}, \qquad (7\ 18)$$

$$b_n = \frac{m\psi_n(x)[\psi_n'(y)/\psi_n(y)] - \psi_n'(x)}{m\xi_n(x)[\psi_n'(y)/\psi_n(y)] - \xi_n'(x)}, \qquad (7.18а)$$

где штрих означает дифференцирование по рассматриваемому аргументу Функции **Риккати-Бесселя** $\psi_n(z)$ и $\xi_n(z)$ связаны с функциями Бесселя нецелого порядка соотношениями

$$\psi_n(z) = (\pi z/2)^{1/2} J_{n+1/2}(z), \tag{7 18б}$$

$$\xi_n(z) = (\pi z/2)^{1/2} J_{n+1/2}(z) + (-1)^n \imath J_{-n-1/2}(z) \tag{7 18в}$$

Здесь $z \equiv x$ или y, а аргументы x и y определяются следующим образом

$$x = \pi d/\lambda, \quad y = mx, \tag{7 18г}$$

где, как и ранее, d — диаметр частицы, λ — длина волны падающего излучения в окружающей среде, а $m = \nu - \imath k'$ — комплексный показатель преломления сферической частицы относительно окружающей среды Когда показатель преломления m — комплексная величина, функция $\psi_n'(y)/\psi_n(y)$ выражается через функции Бесселя от комплексного аргумента В этом случае вычисления значительно усложняются из-за отсутствия таблиц функций Бесселя от комплексных аргументов В настоящее время это затруднение не является принципиальным, так как в таких популярных пакетах, как Mathcad 7 Pro и другие, MapleV R4, R5 и R6 и Mathematica 3 0 не только имеются встроенные команды вычислений функций Бесселя, но и можно работать непосредственно с комплексными числами

Параметр x, входящий в решение Ми, может, в принципе, принимать значения от 0 до бесконечности, а показатель преломления m для сферической частицы в вакууме или в воздухе — от 1 до бесконечности Хотя решение Ми применимо ко всей области значений $m - x$, однако численные расчеты коэффициентов эффективности для произвольных m и x весьма затруднительны, так как сходимость рядов, определяющих коэффициенты Ми, становится очень медленной, когда относительные размеры частицы увеличиваются по сравнению с длиной волны падающего излучения Другая трудность заключается в нерегулярности значений коэффициентов Ми, что делает интерполяцию довольно неточной В некоторых случаях предельные значения решения Ми могут быть определены упрощенными методами Например, при больших значениях параметра x (т е для большой по сравнению с длиной волны сферической частицы) применимы законы геометрической оптики, и окончательные выражения очень просты

Для очень малых значений x точная формула Ми упрощается, если использовать разложение в ряд по степеням x сферических функций Бесселя относительно коэффициентов Ми a_n и b_n

$$\sigma_{\text{ч осл}} = -\mathrm{Im}\left\{4x\frac{m^2-1}{m^2+2} + \frac{4}{15}x^2\left(\frac{m^2-1}{m^2+2}\right)^2 \frac{m^4+27m^2+38}{2m^2+3} + \right\} + \mathrm{Re}\left\{\frac{8}{3}x^4\left(\frac{m^2-1}{m^2+2}\right)^2 + \right\}, \tag{7.19}$$

где Im означает, что необходимо использовать мнимую часть комплексного выражения При выполнении условий $x << 1$ и $mx << 1$, что эквивалентно соотношению $d \le (0{,}04\text{–}0{,}07)$ мкм, в (7 19) можно ограничиться первыми слагаемыми разложения Тогда, подставляя $m = \nu - \imath k'$, после некоторых преобразований находим

$$\sigma_{\text{ч осл}} = \frac{8}{3}x^4 \frac{[(\nu^2-(k')^2-1)(\nu^2-(k')^2+2)+4\nu^2(k')^2]^2+36\nu^2(k')^2}{[(\nu^2-(k')^2+2)^2+4\nu^2(k')^2]^2} \tag{7 20}$$

Формула (7 20) характеризует рэлеевское рассеяние Это название используется традиционно, хотя, в общем случае, при комплексном показателе преломления имеет место как рассеяние, так и поглощение

На рис 7 1 приведена зависимость величины $\sigma_{\text{ч осл}}/(8x^4/3)$ от k' при различных значениях ν Как видно из данных этого рисунка, увеличение обоих компонентов коэффициента преломления приводит к

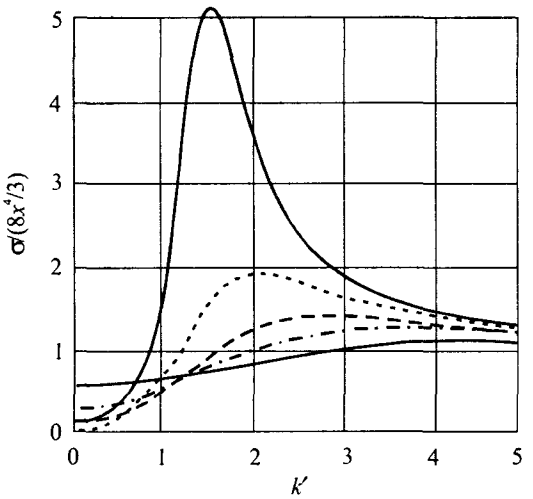


Рис. 7.1. Приведенный коэффициент эффективности ослабления сферы при рэлеевском рассеянии: —— — ν = 0,5; ····· — ν = 1; - - - — ν = 1,5; – · – · – — ν = 2; —— — ν = 3

Таблица 7.2

Комплексные показатели преломления $m = \nu - ik'$ поглощающих веществ при обычных температурах

Вещество	λ, мкм	ν	k'	Вещество	λ, мкм	ν	k'
Алюминий	0,22	0,14	2,35	Вода (жидкость)	0,45	1,34	0,0
	0,40	0,40	4,45		0,70	1,33	0,0
	0,90	1,96	7,70		1,61	1,315	0.0
	2,0	2,3	16,5		2,25	1,290	0,0
	6,0	10,8	42,6		3,90	1,353	0,0059
	10,0	26,0	57,3		5,30	1,315	0,0143
Железо (жидк.)	0,441	2,66	3,84		8,15	1,29	0,0472
	0,559	3,46	3,88		10,00	1,212	0,0601
	0,668	3,57	4,03	Медь	0,5	2,42	0,88
Железо (возгон)	0,441	1,28	1,37		1,0	6,27	0,197
	0,589	1,51	1,63		5,0	27,45	2,92
	0,668	1,70	1,84		10,25	60,6	11,0
Цинк	0,257	0,554	0,612	Никель	1,12	2,63	4,28
	0,361	0,720	2,610		2,0	3,74	8,80
	0,468	1,049	3,485		4,4	4,35	10,59
	0,668	2,618	5,083		6,75	5,86	15,2
					10,5	8,86	22,5

одинаковому результату: стремлению $\sigma_{чосл}/(8x^4/3)$ к единице. В табл. 7.2 приведены комплексные показатели преломления некоторых поглощающих веществ. Здесь обращает на себя внимание существенная зависимость компонент показателя преломления от длины волны падающего излучения.

Для очень мелких частиц можно пренебречь поглощением излучения. В этом случае коэффициент преломления — действительное число, и уравнение (7.20) существенно упрощается

$$\sigma_{ч\,рас} = \sigma_{ч\,осл} = \frac{8}{3}x^4\left(\frac{m^2-1}{m^2+2}\right)^2. \qquad (7.20а)$$

В общем случае фактор эффективности при рэлеевском рассеянии — очень малая величина. Это связано с тем, что при диаметрах частиц порядка 0,04–0,07 мкм и менее величина $x^4 \to 0$. По сути

дела, этот диапазон размеров характерен не столько для частиц аэрозоля, сколько для зародышей капель и для молекул воздуха.

Для более крупных частиц связь между $\sigma_{ч\,осл}$ и d более сложная. В этом легко убедиться, анализируя уравнение (7.19). Если ограничиться двумя слагаемыми разложения, то вместо выражения (7.20) получим

$$\sigma_{ч\,осл} = \frac{8}{3}x^4\left|\frac{(\nu - ik')^2 - 1}{(\nu - ik')^2 + 2}\left[1 + \frac{3}{5}x^2\frac{(\nu - ik')^2 - 2}{(\nu - ik')^2 + 2}\right]\right|^2. \qquad (7.21)$$

Поэтому вначале $\sigma_{ч\,осл}$ пропорционален d^4, а затем осциллирует, асимптотически приближаясь к $\sigma_{ч\,осл} = 2$. Зависимость $\sigma_{ч\,осл}(x)$ для водяных капель представлена на рис. 7.2. Величина $\sigma_{ч\,осл}$ осциллирует из-за интерференции внутренне отраженных световых волн в процессе рассеяния. Асимптотическое значение $\sigma_{ч\,осл} = 2$ означает, что частица может рассеивать и поглощать свет с площади, в два раза большей ее геометрического сечения. Этот так называемый парадокс ослабления возникает потому, что свет дифрагируется частицей в пространство позади нее, откуда уже были рассеяны или поглощены другие фотоны.

Количество дифрагируемого света в точности равно количеству света, дифрагируемого через отверстие, площадь которого равна площади поперечного сечения частицы. В результате полная рассеянная и поглощенная из падающей волны энергия будет в два раза больше энергии прошедшей волны. Следовательно, $\sigma_{ч\,осл} = 2$.

Асимптотическое значение фактора эффективности ослабления важно не только для частиц, главным образом рассеивающих свет, но и для частиц неправильной формы, являющихся сильными поглотителями. Для последних $\sigma_{ч\,осл} = 2$ при очень малых их размерах. Например, $\sigma_{ч\,осл} = 2$ для прозрачных неровных частиц при $x(m - 1) > 10$, а для кристаллов соли $\sigma_{ч\,осл} = 2$, если ребро куба приблизительно равно 3 мкм.

Ослабление света при поглощении можно оценить экспериментально. Так, было показано [29], что в отличие от прозрачных сферических частиц, для которых осцилляция $\sigma_{ч\,осл}$ значительна, у поглощающих частиц $\sigma_{ч\,осл}$ быстро растет от 0 до 2 без осцилляций. Постоянное значение $\sigma_{ч\,осл}$ достигается при x от 0,5 до 1,0. Это можно видеть из данных табл. 7.3, в которой приведены значения $\sigma_{ч\,осл}$ белого ($m = 1{,}5$) и черного ($m = 1 - 0{,}5i$) дымов, освещаемых светом с длиной волны 0,5 мкм.

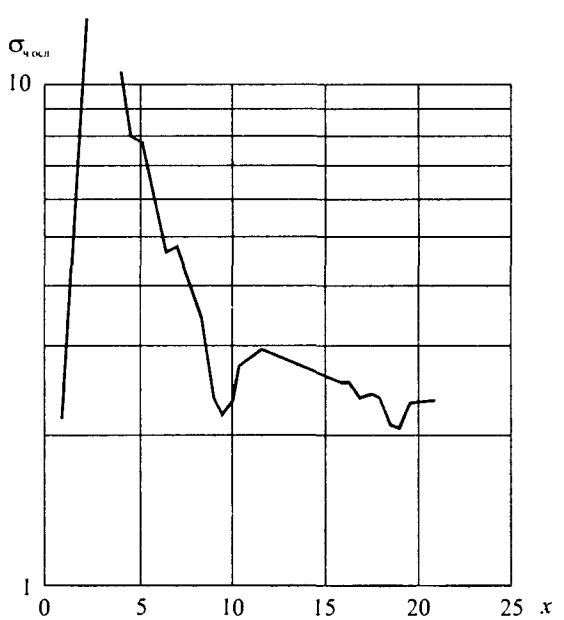


Рис.7.2. Зависимость $\sigma_{ч\,осл}$ от x для водяных капель ($m = 1{,}33$)

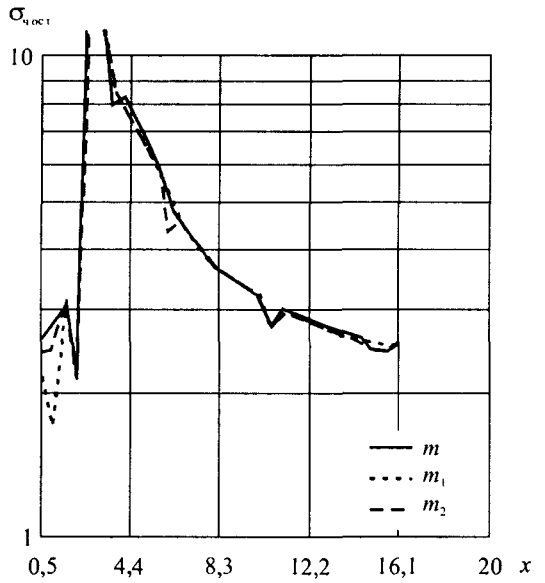


Рис. 7.3. Зависимость $\sigma_{ч\,осл}$ от x для аэрозольных частиц с различными показателями преломления (см. в тексте)

Таблица 7.3

Коэффициенты ослабления для поглощающих частиц

$\sigma_{ч\,осл}$ дыма	Диаметр частиц, мкм						
	0,1	0,2	0,4	0,8	1,6	3,2	6,4
белого	0,03	0,14	0,88	1,87	2	2	2
черного	—	0,88	1,87	2	2	2	2

Влияние поглощения на $\sigma_{ч\,осл}$ видно уже из зависимостей, представленных на рис. 7.1. На рис. 7.3 показана функция $\sigma_{ч\,осл}(x)$, построенная при постоянной действительной части показателя преломления и переменной мнимой части ($m_1 = 1{,}29 - 0{,}472i$; $m_2 = 1{,}29 - 1{,}0472i$; $m = 1{,}29 - 1{,}37i$).

Из данных рис. 7.3 следует, что поглощение уменьшает максимально достижимую величину $\sigma_{ч\,осл}$, при этом возрастает эффективность более мелких частиц. В некоторых интервалах размеров полностью отражающая сфера ($m = \infty$) не так эффективно ослабляет свет, как частицы, способные к его поглощению.

Таким образом, для реальных частиц аэрозоля неправильной формы, имеющих диаметр не менее 1 мкм, можно принимать (в ориентировочных расчетах) $\sigma_{ч\,осл} = 2$. При необходимости получения точных значений $\sigma_{ч\,осл}$ (об этом будет речь в дальнейшем) следует использовать формулы Ми (7.17)–(7.18).

7.3. ИНДИКАТРИСА РАССЕЯНИЯ [28, 30]

Рассмотрим распространение излучения в аэрозольном облаке в пределах телесного угла $d\omega_i$. Пусть это излучение падает на элементарную площадку dF. Доля интенсивности падающего излучения, рассеиваемая на пути dl, определяется уравнениями (7.4) и (7.7):

$$dI_{\lambda S} = b_{S\lambda} I_\lambda dl. \tag{7.22}$$

Величина $dI_{\lambda,S}$ является энергией монохроматического излучения, рассеянного на длине dl в единице телесного угла падающего луча и на единице площади, перпендикулярной падающему лучу:

$$dI_{\lambda S} = d^4 Q_{\lambda S}/(d\omega_i dF d\lambda). \tag{7.23}$$

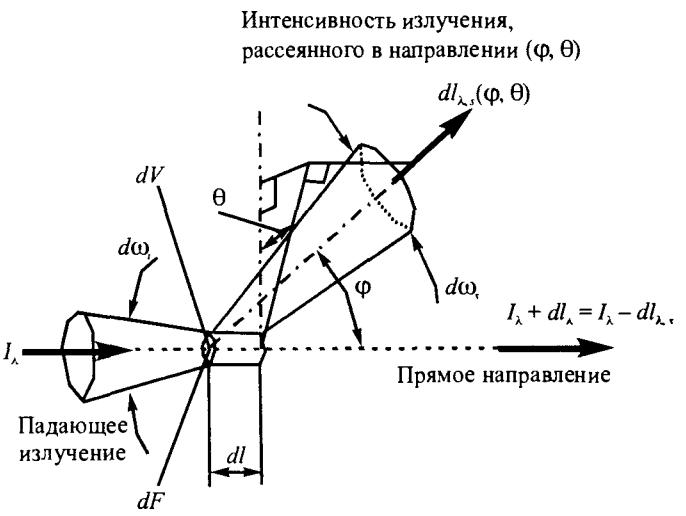


Рис. 7.4. Рассеяние излучения в аэрозольном облаке

Как показано на рис. 7.4, распределение интенсивности рассеянного излучения является функцией азимутального угла θ и полярного угла φ, измеряемого относительно прямого направления распространения излучения. Для описания углового распределения интенсивности рассеянного излучения вводится фазовая функция или индикатриса рассеяния $F(\varphi, \theta)$.

Интенсивность излучения, рассеянного в каком-либо направлении (φ, θ), определяется как энергия излучения, рассеянного в единице телесного угла в указанном направлении и отнесенного к единице телесного угла падающего излучения:

$$dI_{\lambda,S}(\varphi,\theta) = \frac{\left(\begin{array}{c}\text{Энергия монохроматического излучения} \\ \text{рассеянного в направлении } (\varphi,\theta)\end{array}\right)}{d\omega_S dF d\omega_i d\lambda} = \frac{d^5 Q_{\lambda,S}(\varphi,\theta)}{d\omega_S dF d\omega_i d\lambda}. \tag{7.24}$$

Направленная величина $dI_{\lambda,S}(\varphi, \theta)$ связана с полной интенсивностью рассеянного падающего излучения $dI_{\lambda S}$ с помощью индикатрисы рассеяния

$$dI_{\lambda,s}(\varphi,\theta) = dI_{\lambda s}\frac{\Phi(\varphi,\theta)}{4\pi} = b_{s\lambda} I_\lambda dl \frac{\Phi(\varphi,\theta)}{4\pi}. \tag{7.25}$$

Чтобы лучше понять смысл этой функции, заметим, что энергия, приходящаяся на единицу dl, $d\omega_i$ и dF и рассеиваемая в единице телесного угла $d\omega_S$, равна $dI_{\lambda S}(\varphi, \theta)d\omega_S$; следовательно, рассеяние в полном угле равно $\int_{\omega_S=4\pi} dI_{\lambda,S}(\varphi,\theta)d\omega_S$. Однако энергия рассеиваемого излучения, приходящаяся на единицу dl, $d\omega_i$ и dF, равна $dI_{\lambda S}$, следовательно,

$$dI_{\lambda,S} = \int_{\omega_S=4\pi} dI_{\lambda,S}(\varphi,\theta)d\omega_S. \tag{7.26}$$

Используя (7.25), чтобы исключить $dI_{\lambda S}$, получим выражение для индикатрисы рассеяния

$$\Phi(\varphi,\theta)=\frac{dI_{\lambda,S}(\varphi,\theta)}{\frac{1}{4\pi}\int\limits_{\omega_S=4\pi} dI_{\lambda,S}(\varphi,\theta)d\omega_S} \tag{7.27}$$

Таким образом, функция Ф(φ, θ) имеет физический смысл интенсивности излучения, рассеянного в каком-либо направлении и отнесенного к интенсивности излучения, которое было бы рассеяно в этом направлении, если бы рассеяние было изотропным. Следовательно, при изотропном рассеянии Ф ≡ 1. При интегрировании (7.27) по всем $d\omega_S$ становится ясным, что функция Ф(φ, θ) нормализована таким образом, что

$$\frac{1}{4\pi}\int\limits_{\omega_s=4\pi}\Phi(\varphi,\theta)d\omega_s\equiv 1. \tag{7.28}$$

Индикатриса рассеяния, т.е. угловое распределение рассеянного излучения, зависит от геометрии и радиационных свойств рассеивающего объекта. Так как сфера — симметричная частица, то рассеяние не зависит от азимутального угла θ, но является функцией угла рассеяния φ, заключенного между направлениями падающего и рассеянного лучей.

Одной из наиболее простых рассеивающих систем является скопление сферических частиц больших размеров ($x \geq 5$), которые имеют зеркально отражающие поверхности. На рис. 7.4 показан элементарный объем скопления толщиной dl и поперечным сечением dF, ориентированным по нормали к направлению падающего луча. Поток падающего излучения, пронизывающего элементарный объем, равен $I_\lambda d\omega_i dF d\lambda$. Считается, что концентрация частиц настолько низка, что каждая частица рассеивает независимо от других, и затенение частиц друг другом незначительно. Пусть площадь проекции частицы, перпендикулярной направлению I_λ, равна F_n, так что доля потока излучения, падающего на dF и действующего на частицу, будет равна $F_n dF$. Часть этой энергии поглощается, а остальная часть рассеивается путем зеркального отражения.

Процесс отражения подробно показан на рис. 7.5. Энергия излучения, падающего на полосу $rd\beta$ на поверхности сферы, равна энергии излучения, падающего на всю частицу, умноженной на отношение $A_{пол}/A_п$, где $A_{пол}$ — проекция площади полосы, перпендикулярной I_λ, т.е.

$$\text{(Энергия излучения, падающего на полосу)} = I_\lambda d\omega_i d\lambda dF \frac{F_п}{dF}\cdot\frac{F_{пол}}{F_п} = I_\lambda d\omega_i d\lambda 2\pi r^2 \sin\beta\cos\beta d\beta.$$

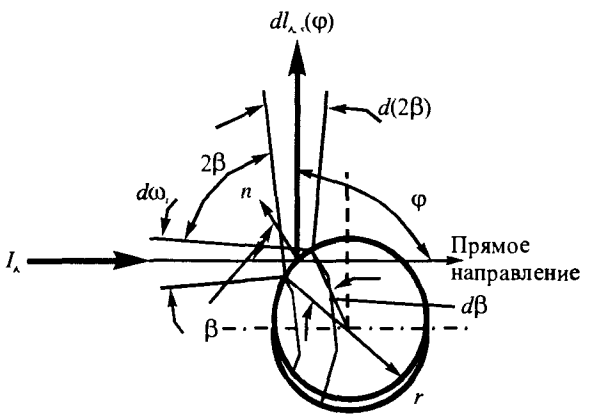


Рис. 7.5. Рассеяние на сфере с зеркальным отражением

Количество отраженной энергии равно $I_\lambda d\omega_i d\lambda\, 2\pi r^2 \sin\beta \cos\beta\, d\beta\, \rho_\lambda'(\beta)$, где $\rho_\lambda'(\beta)$ — направленная отражательная способность зеркальной поверхности относительно луча, падающего под углом β. Количество энергии, отраженной от всей сферы, находится путем интегрирования по поверхности сферы:

$$(\text{Энергия отраженного излучения}) = I_\lambda d\omega_i d\lambda \pi r^2 \int_0^{\pi/2} 2\rho_\lambda'(\beta)\sin\beta d(\sin\beta).$$

Этот интеграл является полусферической отражательной способностью ρ_λ. Следовательно, энергия излучения, рассеянного при отражении от всей сферы, равна $I_\lambda d\omega_i d\lambda\, \pi r^2 \rho_\lambda$. С использованием сечения рассеяния $S_{\lambda\,\text{рас}}$ получим выражение для энергии, рассеянной частицей, в виде $I_\lambda d\omega_i d\lambda\, S_{\lambda\,\text{рас}}$. Отсюда

$$I_\lambda d\omega_i d\lambda\, S_{\lambda\,\text{рас}} = I_\lambda d\omega_i d\lambda\, \pi r^2 \rho_\lambda,$$

и площадь сечения рассеяния частицы равна

$$S_{\lambda\,\text{рас}} = \pi r^2 \rho_\lambda, \tag{7.29}$$

и, следовательно,

$$\sigma_{\lambda\,\text{рас}} = \rho_\lambda \tag{7.29а}$$

Таким образом, фактор эффективности рассеяния равен в данном случае полусферической отражательной способности частицы. Подставляя (7.29а) в (7.13), получим выражение для монохроматического коэффициента рассеяния в виде

$$b_{s\lambda} = \sigma_{\lambda\,\text{рас}} \int_0^\infty \pi r^2 n(r) dr = \rho_\lambda \pi \int_0^\infty r^2 n(r) dr. \tag{7.30}$$

Если все сферы имеют одинаковый радиус (аэрозоль — монодисперсен), то

$$b_{s\lambda} = (\pi/4)\rho_\lambda d^2 n. \tag{7.30а}$$

В соответствии со схемой рис. 7.5 от полосы на сфере, определяемой углом β, поток излучения зеркально отражается под углом 2β в телесном угле

$$d\omega_S = 2\pi \sin(2\beta)\, d(2\beta) = 8\pi \sin\beta \cos\beta\, d\beta = 8\pi \sin\beta\, d(\sin\beta).$$

Индикатриса рассеяния относится лишь к рассматриваемой доле энергии излучения. Поскольку предполагается, что частицы рассеивают независимо друг от друга, то часть рассеянного излучения, исходящая от скопления частиц в объеме dV и наблюдаемая на расстоянии, большем чем диаметр частицы, имеет ту же самую индикатрису рассеяния, что и отдельная частица.

Рассмотрим энергию излучения, падающую на частицу: $I_\lambda d\omega_i d\lambda F_\text{п}$. Если использовать выражение (7.29) для сечения рассеяния, то вся энергия, рассеиваемая частицей, равна $I_\lambda d\omega_i d\lambda\, \pi r^2 \rho_\lambda$. Тогда, согласно (7.23), интенсивность рассеиваемого излучения равна

$$I_{\lambda S} = I_\lambda d\omega_i\, \pi r^2 \rho_\lambda / (d\omega_i F_\text{п} d\lambda) = I_\lambda \rho_\lambda.$$

Энергия излучения, рассеиваемого частицей в пределах телесного угла $d\omega_s$, равна $I_\lambda d\omega_i d\lambda\, 2\pi r^2 \times$ $\times \sin\beta \cos\beta\, \rho_\lambda'(\beta)$. Тогда интенсивность рассеиваемого излучения в направлении 2β (эта интенсивность определяется как в уравнении (7.24)) равна

$$I_{\lambda,s}(2\beta) = I_\lambda d\omega_i d\lambda \cdot 2\pi r^2 \sin\beta\cos\beta d\beta \rho_\lambda'(\beta)/(d\omega_i F_n d\omega_s d\lambda) =$$
$$= I_\lambda \rho_\lambda'(\beta)/(4\pi) = I_{\lambda,s}\rho_\lambda'(\beta)/(4\pi\rho_\lambda).$$

Подставляя это соотношение в (7.25), получаем

$$\Phi(2\beta) = \rho_\lambda'(\beta)/\rho_\lambda. \tag{7.31}$$

Угол 2β связан с углом φ (рис. 7.5) соотношением $\varphi = \pi - 2\beta$, так что применительно к рассеиванию в прямом направлении можно записать

$$\Phi(\varphi) = \rho_\lambda'[(\pi - \varphi)/2]/\rho_\lambda. \tag{7.32}$$

Для неполяризованного падающего излучения отражательная способность $\rho_\lambda'(\beta)$ сферы из диэлектрика может быть определена по уравнению

$$\rho_\lambda'(\beta) = \frac{1}{2} \cdot \frac{\sin^2(\beta - \chi)}{\sin^2(\beta + \chi)}\left[1 + \frac{\cos^2(\beta + \chi)}{\cos^2(\beta - \chi)}\right], \tag{7.33}$$

где χ — угол преломления в той среде, на которую падает луч (в сфере). При заданном угле падения β угол χ можно вычислить по соотношению

$$\sin\chi/\sin\beta = m_1/m_2. \tag{7.34}$$

Здесь индекс *1* характеризует среду, из которой (или через которую) падает луч на поверхность среды *2*.

Для электромагнитной волны, поляризованной в плоскости, параллельной плоскости падения,

$$\rho_\parallel'(\beta) = \left[\frac{\mathrm{tg}(\beta - \chi)}{\mathrm{tg}(\beta + \chi)}\right]^2, \tag{7.35}$$

а для волны, поляризованной в плоскости, перпендикулярной плоскости падения,

$$\rho_\perp'(\beta) = \left[\frac{\sin(\beta - \chi)}{\sin(\beta + \chi)}\right]^2. \tag{7.36}$$

Используя формулы (7.33)–(7.36), можно определить величину $\rho_\lambda\Phi(\varphi)$ при различных значениях показателя преломления m_2; соответствующие данные представлены на рис. 7.6 для трех значений показателя преломления m_2: 1,33, 2 и 3,0. Величину ρ_λ' для диэлектрика можно определить с помощью данных рис. 7.7 или вычислить по аппроксимирующему выражению, приведенному ниже.

Отражательная способность по направлению нормали ρ_n' полностью определяется величиной показателя преломления частицы

$$\rho_n' = [(m_2 - 1)/(m_2 + 1)]^2, \tag{7.37}$$

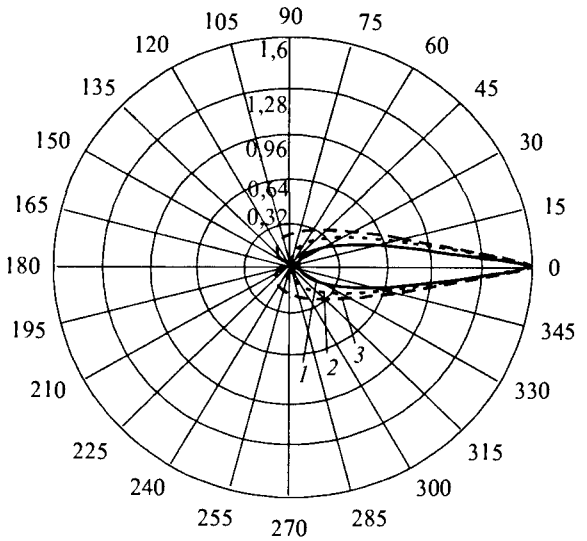


Рис. 7.6. Индикатриса частицы с зеркальным отражением при показателе преломления m_2 равном 1,33 (*1*), 2,0 (*2*), 3,0 (*3*)

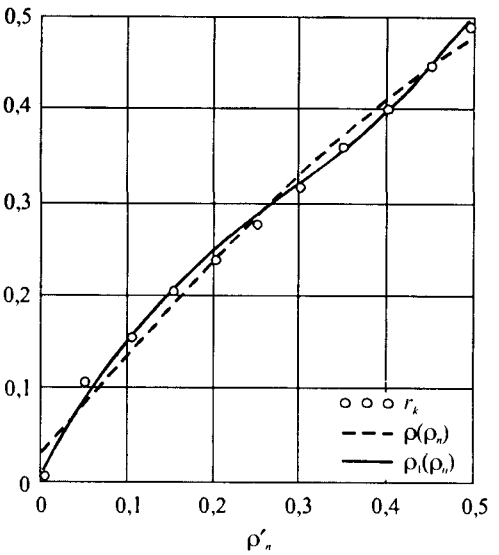


Рис. 7.7. Зависимость полусферической отражательной способности зеркальной поверхности ρ_λ от полусферической отражательной способности ρ_n' этой же поверхности в нормальном направлении

а полусферическая отражательная способность ρ_λ, помимо данных рис. 7.7, может быть найдена также по выражению

$$\rho_\lambda = 0{,}012 + 1{,}747\rho_n' - 3{,}63(\rho_n')^2 + 4{,}168(\rho_n')^3. \qquad (7.37а)$$

Подчеркнем характерную особенность индикатрисы рассеяния на сфере при выполнении законов геометрической оптики: наличие выделенного направления рассеяния. В прямом направлении ($\varphi = 0$) рассеивается большая часть падающего излучения. Это объясняется тем, что в случае зеркально отражающей сферы энергия излучения, рассеиваемого в каком-либо направлении, обусловлена отражением лишь от одного элемента сферы. Если же сфера имеет диффузно отражающую поверхность, то каждый элемент поверхности, на который падает излучение, будет отражать его в телесный угол 2π над этим элементом. Следовательно, излучение, рассеиваемое в заданном направлении, будет создаваться всей поверхностью сферы, воспринимающей излучение и видимой в заданном направлении. Затененная часть сферы не вносит вклада в излучение в направлении наблюдателя, поскольку она либо не воспринимает излучение, либо не видна со стороны наблюдателя.

Рассмотрим сферу радиусом r на рис. 7.8.

Типичный элемент поверхности dF расположен в точке с координатами (ψ, θ). Направление на наблюдателя составляет угол φ с прямым направлением. Нормаль к dF расположена под углами β и

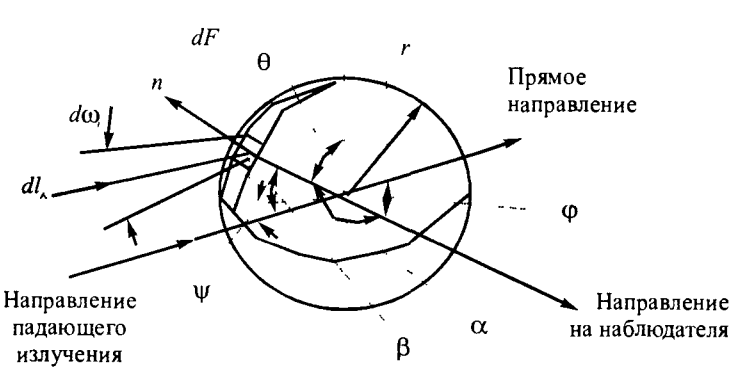


Рис. 7.8. К выводу рассеяния диффузной поверхности

α по отношению к направлению падающего луча и к направлению на наблюдателя. Энергия падающего монохроматического излучения в пределах телесного угла $d\omega_i$ равна $I_\lambda d\omega_i d\lambda$. Площадь проекции элемента dF на направление падающего луча равна $dF\cos\beta$, так что энергия излучения, воспринимаемого элементом dF, составит $I_\lambda d\omega_i d\lambda dF\cos\beta$. Энергия отраженной части этого излучения будет равна $\rho_\lambda' I_\lambda d\omega_i d\lambda dF\cos\beta$, где ρ_λ' — направлено-полусферическая спектральная отражательная способность диффузной поверхности. Считается, что величина ρ_λ' не зависит от угла падения и, следовательно, равна полусферической отражательной способности ρ_λ. Используя закон косинусов для диффузного отражения, получим величину отраженной энергии на единицу телесного угла $d\omega_S$ в направлении наблюдателя

$$\rho_\lambda I_\lambda d\omega_i d\lambda dF \cos\beta\cos\alpha/\pi.$$

Чтобы проинтегрировать вклады энергии отраженного излучения, которые воспринимаются наблюдателем ото всех элементов поверхности сферы, значения dF, $\cos\beta$ и $\cos\alpha$ запишем через сферические координаты r, ψ и θ. Тогда $dF = r^2\sin\theta\, d\theta d\psi$, $\cos\beta = \sin\theta\cos\psi$ и $\cos\alpha = \sin\theta\cos(\psi + \pi - \varphi)$, а энергия излучения, рассеянного при отражении в направлении угла φ и приходящегося на единицу телесного угла $d\omega_S$ в этом направлении, будет равна

$$\frac{\rho_\lambda I_\lambda d\omega_i d\lambda r^2}{\pi}\int_{\theta=0}^{\pi}\int_{\psi=-\pi/2}^{\psi=\pi/2}\sin^3\theta\cos\psi\cos(\psi+\pi-\varphi)d\psi d\theta.$$

Интегрируя, получаем

$$\frac{\rho_\lambda I_\lambda d\omega_i d\lambda r^2}{\pi}\cdot\frac{2}{3}(\sin\varphi - \varphi\cos\varphi).$$

Энергия излучения, рассеянного в направлении угла φ в единице телесного угла $d\omega_S$ и приходящаяся на единицу площади, единицу телесного угла падающего излучения и на единицу $d\lambda$, получается путем деления энергии рассеянного излучения на $\pi r^2 d\omega_i d\lambda$

$$I_{\lambda,s}(\varphi) = \frac{\rho_\lambda I_\lambda}{\pi^2}\cdot\frac{2}{3}(\sin\varphi - \varphi\cos\varphi).$$

Полная величина интенсивности падающего излучения, которое рассеивается, равна $I_{\lambda S} = \rho_\lambda I_\lambda$. Тогда, согласно (7.25), направленная интенсивность рассеянного излучения равна полной интенсивности, умноженной на индикатрису рассеяния, отнесенную к 4π:

$$\frac{\rho_\lambda I_\lambda}{\pi^2}\cdot\frac{2}{3}(\sin\varphi - \varphi\cos\varphi) = \rho_\lambda I_\lambda\frac{\Phi(\varphi)}{4\pi},$$

откуда для индикатрисы рассеяния диффузно отражающей сферы получаем

$$\Phi(\varphi) = \frac{8}{3\pi}(\sin\varphi - \varphi\cos\varphi). \qquad (7.38)$$

Функция, рассчитанная согласно (7.38), представлена на рис. 7.9. Можно видеть, что в отличие от предыдущего случая зеркально отражающей сферы здесь наибольшее рассеяние имеет место при

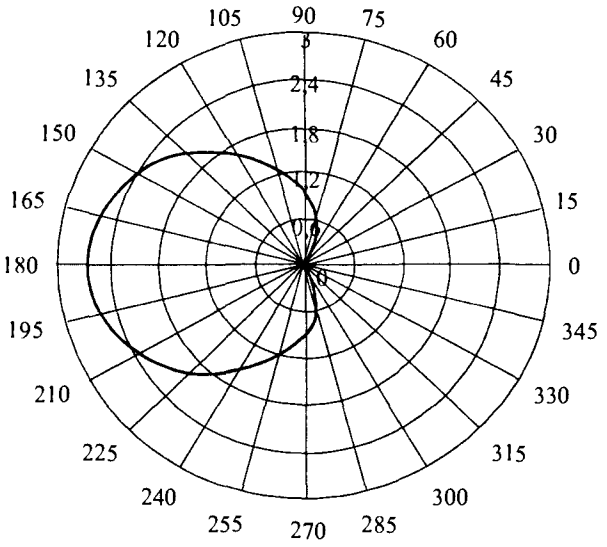


Рис. 7.9. Индикатриса диффузной поверхности

$\varphi = 180°$, т.е. в направлении, противоположном направлению падающего потока. С этого направления видна вся освещенная поверхность сферы.

На практике оптические свойства частиц аэрозоля находятся в промежутке между рассмотренными выше случаями. Однако общий вывод сохраняется при любой форме частицы и при любых физических свойствах частицы или несущей среды (газа). Как правило, индикатриса реальных частиц имеет составляющие и в прямом, и в обратном направлениях с преобладанием рассеяния в прямом направлении.

В практическом анализе оптических свойств аэрозоля вместо строгой теории Ми для ориентировочных расчетов используют различные приближения. Сразу же отметим, что точность этих приближений невысока, хотя качественно они верно отражают особенности рассеяния излучения на частицах. Так, например, Р. Пендроф дал приближение для интенсивности излучения, рассеянного в прямом направлении ($\theta = 0°$), которое, по его утверждению справедливо для $x > 5$ и любого m:

$$I(0°) \approx (x^2 \sigma_{\text{ч рас}}/4)^2. \tag{7.39}$$

В табл. 7.4 сравниваются некоторые значения $I(0°)$, рассчитанные по уравнению (7.39) и по более точным формулам теории Ми.

Согласно М. Керкеру, можно определить значение $I(\theta)$ при углах, близких к $\theta = 0°$ (направление рассеяния вперед), в интервале x от 5 до 30, используя аппроксимацию

$$I(\theta) = I(0°)\left[\frac{J_1(x\sin\theta)}{x\sin\theta}\right]^2. \tag{7.40}$$

Таблица 7.4

Сравнение значений $I(0°)$, вычисленных по уравнению (7.39) и по теории Ми

x	$\sigma_{\text{ч рас}}$	m	Теория Ми	Уравнение (7.39)
5	3,928	1,5	610,1	602,7
10	2,882	1,5	5209	5191
15	1,985	1,5	12490	12500
20	2,036	1,5	42570	41500
25	2,250	1,5	127500	124000
30	2,353	1,5	282400	280000

В уравнении (7.40) J_1 — функция Бесселя первого порядка действительного аргумента.

Величину $\sigma_{ч\,рас}$ можно определить, используя приближение Г. Ван де Хюлста для прозрачных сфер

$$\sigma_{ч\,рас} = 2 - \frac{4}{\psi}\sin\psi + \frac{4}{\psi^2}(1-\cos\psi), \tag{7.41}$$

где $\psi = 2x(m-1)$. В уравнении (7.41) ψ выражено в радианах.

Из результатов рассмотренных примеров можно видеть, что действительно точность приближений к теории Ми невелика. Однако простота приближений делает их весьма популярными в практическом анализе.

7.4. ПРАКТИЧЕСКОЕ ПРИМЕНЕНИЕ ТЕОРИИ МИ

Размер частицы представляет собой важную переменную величину, как при ослаблении, так и при рассеянии света. Поэтому неудивительно, что имеется много оптических процессов для измерения размеров частиц. Здесь мы рассмотрим несколько наиболее распространенных методов.

7.4.1. СПЕКТРЫ ТИНДАЛЯ ВЫСШЕГО ПОРЯДКА

Если освещать монодисперсный аэрозоль белым светом, то получается серия хорошо различимых цветов при различных углах рассеяния. Эти цвета появляются вследствие значительной зависимости интенсивности рассеяния при данном угле от значения x и, следовательно, для монодисперсного аэрозоля от длины волны света. В результате при данном угле на определенной длине волны будет рассеиваться гораздо больше света, чем на любых других видимых длинах волн, и поэтому будет преобладать один цвет Л. Джонсон и В.К. Ла Мер нашли, что в довольно широком интервале коэффициентов преломления номера полосы и угловое положение данного цвета (красный цвет был выбран потому, что его легче увидеть) зависят от размеров частиц. Для интервала углов 0–180° справедливо приближенное соотношение

$$d \approx (\text{число красных полос от 0 до } 180°)/5. \tag{7.42}$$

График более точной зависимости, полученной по теории Ми, представлен на рис. 7.10.

Чтобы проделать измерения, можно использовать прибор под названием аэрозольная сова. Этот прибор состоит из камеры для наблюдения с оптической трубой, которую можно поворачивать приблизительно на 160° К оптической трубе прикрепляется транспортир, так что можно определить угол, при котором наблюдается красная полоса. Количество обнаруженных красных полос можно

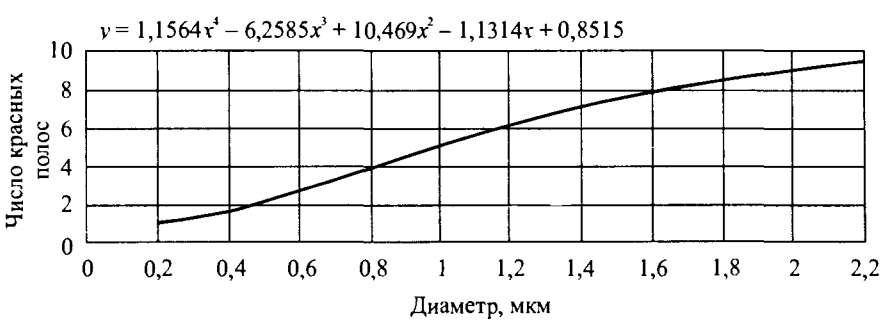


Рис. 7.10. К определению размеров частиц (над графиком приведена аппроксимирующая зависимость)

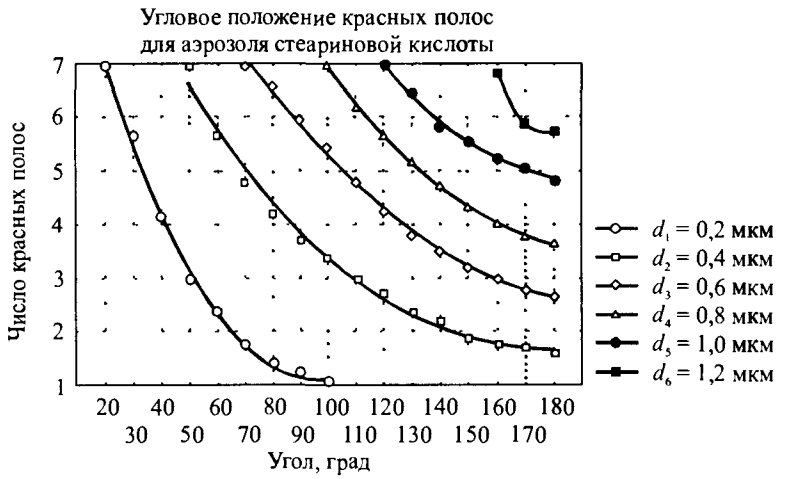


Рис. 7.11. К определению углового положения красных полос

использовать для определения размера частиц, что может также подтверждаться сравнением углов, при которых появляются красные полосы (рис. 7.11).

7.4.2. ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ДИАГРАММЫ РАССЕЯНИЯ ВПЕРЕД

При измерении размера монодисперсных частиц с неизвестным показателем преломления используется то наблюдение, что интенсивность рассеяния вперед обусловлена главным образом дифракцией Фраунгофера и поэтому не зависит от показателя преломления частицы. Дж.Р. Ходкинсон вычислил семейство кривых для отношения интенсивностей, наблюдаемых при двух различных углах. Оно показано на рис. 7.12. Если бы можно было измерить малые (до 5°) углы рассеяния вперед, то эта методика была бы точной при измерении размеров частиц для x от 1 до 18

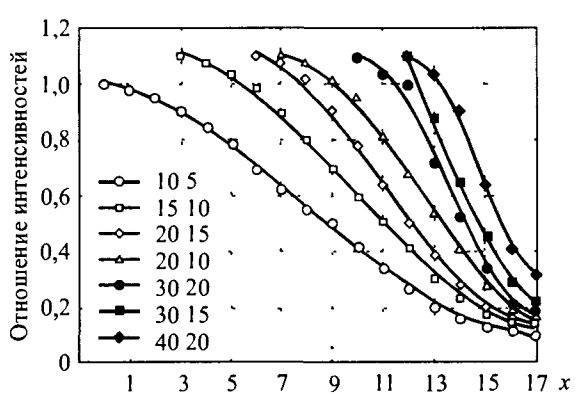


Рис. 7.12. Отношение интенсивностей рассеяния при различных x

7.4.3. ИЗМЕРЕНИЕ РАССЕЯНИЯ ЕДИНИЧНОЙ ЧАСТИЦЕЙ

Широко распространенный метод определения размеров частиц по измерению рассеяния разработан Ф. Т. Гаккером и С.Т. О'Конски еще в 1949 г. Размер частиц определяют при их последовательном прохождении через освещенный объем, измеряя количество света, рассеянного каждой частицей в некотором телесном угле. Информация о скорости потока и количестве частиц, подсчитанных в единицу времени, позволяет установить концентрацию аэрозоля, а количество света, рассеянного одной частицей, указывает на ее размер Этот метод дает возможность измерять как концентрацию, так и распределение частиц аэрозоля по размерам.

Оптические счетчики единичных частиц нельзя использовать для измерения высоких концентраций аэрозоля. Это связано с тем, что при наличии большого количества мелких частиц в освещенном чувствительном объеме приборов данного типа ошибки в измерениях появляются вследствие считывания детектором нескольких частиц как одной, что приводит к занижению концентрации частиц и завышению их размера. Таким образом, существует верхний предел концентрации частиц аэрозоля, который можно измерить данным прибором. Он составляет 10^3–10^4 частиц/см^3.

Ввиду статистического распределения частиц, поступающих в чувствительный объем счетчика, в среднем в нем может находиться одна частица, хотя фактически в выбранный момент времени там может быть несколько частиц или не быть ни одной частицы. Поэтому теоретический предел не может быть достигнут без некоторых просчетов совпадения. После регистрации одной частицы должно пройти некоторое "время восстановления" τ_R, чтобы оптический счетчик был готов к регистрации следующей частицы. Это среднее время, за которое частица проходит через чувствительный объем:

$$\tau_R = (\text{чувствительный объем прибора})/(\text{объемная скорость потока}).$$

Чтобы учесть просчеты совпадений, наблюдаемую скорость счета надо увеличить, прибавив к ней слагаемое Θ:

$$\Theta = \frac{C^2\tau_R}{1 - C\tau_R}. \tag{7.43}$$

Анализ уравнения (7.43) показывает, что предел счета достигается, когда увеличение числа частиц не приводит к возрастанию числа импульсов. Так как этот предел достаточно низок для большинства оптических счетчиков частиц по сравнению с типичными концентрациями аэрозолей, то для практического использования обычно требуется система разбавления.

Глава 8.
ОЧИСТКА ГАЗОВЫХ ПОТОКОВ ОТ ПРИМЕСЕЙ МЕТОДОМ АДСОРБЦИИ

В предыдущих главах рассматривались, главным образом, вопросы физики аэрозолей. В промышленном производстве помимо твердых и жидких частиц (пылей, дымов и туманов) в выбросах содержатся большие количества вредных газовых компонентов. Очистка газовых потоков от таких примесей требует специфической аппаратуры и соответствующих теоретических методов ее (аппаратуры) расчета. Среди методов очистки промышленных выбросов все более важное значение получает адсорбционный, позволяющий практически полностью извлечь примеси из газовых потоков.

Адсорбция — процесс избирательного поглощения одного или нескольких компонентов из газовой или жидкой смеси твердыми телами.

Газовая фаза, в которой находится компонент, подлежащий удалению, называется *газом-носителем*, твердые тела (твердая фаза) — *адсорбентом*, поглощаемое вещество — *адсорбтивом*, поглощенное вещество — *адсорбатом*. Адсорбенты, применяемые в адсорбционной технике, обладают сильно развитой внутренней поверхностью.

Явление адсорбции объясняется наличием притяжения между молекулами адсорбента и адсорбтива на границе раздела соприкасающихся фаз. Внутри одной фазы каждая молекула испытывает практически одинаковую силу притяжения к другим молекулам этой фазы, в то время как на границе раздела фаз силовые поля не уравновешены: на молекулы адсорбтива, оказавшиеся на границе раздела фаз, действуют неодинаковые силы притяжения со стороны молекул носителя и адсорбента. (Нетрудно заметить здесь полную аналогию с образованием сил поверхностного натяжения, которые были рассмотрены ранее). В результате взаимодействия возникает результирующая сила, направленная к поверхности адсорбента, и происходит процесс перехода (поглощения) молекул адсорбтива из газовой фазы в поверхностный слой адсорбента. В зависимости от природы сил, действующих на поверхности адсорбента, различают физическую и химическую адсорбцию (*хемосорбцию*).

При физической адсорбции молекулы адсорбтива не вступают с молекулами адсорбента в химическое взаимодействие. Адсорбируемые молекулы сохраняют свою индивидуальность. Теплота адсорбции (тепловой эффект физической реакции поглощения) относительно невелика: примерно до 63 кДж/моль. Малые значения величин теплоты и времени адсорбции позволяют организовать процесс физической адсорбции в режиме обратимости, т.е. проводить последовательно операции адсорбции и восстановления адсорбента (*процесс десорбции*).

При химической адсорбции молекулы адсорбтива вступают в химическое взаимодействие с молекулами адсорбента, образуя весьма прочные химические соединения и выделяя при этом значительные количества теплоты. Эти обстоятельства приводят к тому, что в практическом плане обратный процесс восстановления адсорбента (*десорбция*) оказывается неосуществимым, т.е. адсорбент должен заменяться после первой же операции поглощения.

Разновидностью адсорбции является капиллярная конденсация паров вредных примесей, т.е. поглощение пара вследствие его конденсации в порах адсорбента. Капиллярная конденсация зависит от связей адсорбируемого вещества, находящегося в жидком состоянии, с поверхностью адсорбента. Как и при конденсации паров на ядрах конденсации, эффективность этого процесса зависит от смачиваемости поверхности пор. Если жидкость не смачивает поверхность пор адсорбента, то при адсорбции из среды, в которой пары данной жидкости находятся в состоянии, близком к насыщению, конденсации пара с образованием жидкости в капиллярах не происходит. Если же жидкость смачивает поверхность адсорбента, то происходит конденсация пара с заполнением объема капилляров этой жидкостью. Явление капиллярной конденсации основано на понижении давления насыщенного пара над вогнутой поверхностью жидкости в капилляре и, следовательно, как и вообще процесс конденсации паров зависит от степени пересыщения пара (см. выше).

Перечисленные виды адсорбции в ряде случаев протекают совместно. Так, например, в процессах поглощения адсорбентами, имеющими поры различных размеров, часто совмещаются процессы физической адсорбции и капиллярной конденсации. В дальнейшем будем рассматривать только процессы физической адсорбции, которые вследствие относительной легкости восстановления (десорбции) адсорбента нашли широкое применение в промышленной практике. Для достижения большого адсорбционного эффекта необходимо иметь возможно большую поверхность адсорбента, которая свойственна веществам, имеющим сильно развитую пористую структуру, или веществам, находящимся в высокодисперсном состоянии.

8.1. АДСОРБЦИОННОЕ РАВНОВЕСИЕ В СИСТЕМЕ ГАЗ (ПАР) — МИКРОПОРИСТЫЙ АДСОРБЕНТ

При расчете и проектировании адсорбционных установок важное значение имеет правильный выбор марки адсорбента и условий оптимального проведения процессов адсорбции и десорбции. Основой инженерного расчета адсорбционного равновесия должна служить рациональная теория физической адсорбции газов и паров на реальных пористых адсорбентах, большинство из которых является микропористыми.

Ленгмюр [36] развил первую важную методику расчета адсорбции, полагая, что

1. Адсорбция имеет место только на определенных "ячейках" внутри твердой поверхности и каждой ячейке может соответствовать только один тип адсорбируемого вещества.
2. Активная зона монослойная.
3. Адсорбируемые молекулы локализованы в определенных ячейках.
4. Поверхность энергетически однородна.
5. Не имеется взаимодействия между адсорбированными компонентами, т.е. на адсорбцию на пустой ячейке не влияет присутствие адсорбированных компонентов на соседних ячейках.

Скорость адсорбции газового компонента пропорциональна количеству молекул, соударяющихся с твердой поверхностью, которое, в свою очередь, при фиксированной температуре пропорционально парциальному давлению p. Эта скорость также должна быть пропорциональной количеству пустых ячеек (в рамках предположений Ленгмюра). Если доля заполненных ячеек равна θ, то скорость адсорбции на единицу площади поверхности можно записать как

$$w_a = k_a p(1 - \theta). \tag{8.1}$$

Скорость десорбции w_d адсорбированных компонентов пропорциональна количеству адсорбата на поверхности

$$w_d = k_d \theta. \tag{8.2}$$

Здесь k_a и k_d — константы пропорциональности или константы скорости для адсорбции и десорбции соответственно.

При равновесии скорости адсорбции и десорбции равны, а равновесная ***степень покрытия*** (*степень заполнения*) находится из равенства $w_a = w_d$. Таким образом, имеем

$$\theta_e = Kp/(1 + Kp), \quad K = k_a/k_d. \tag{8.3}$$

Уравнение (8.3) есть хорошо известная *изотерма адсорбции Ленгмюра*.

Хотя теория Ленгмюра обрисовывает ситуацию крайне идеализировано, и многие реальные системы ей не соответствуют, она, тем не менее, имеет огромное значение для развития интерпретации кинетики гетерогенных реакций на твердой поверхности. Концепции теории Ленгмюра были распространены на многослойную физическую адсорбцию С. Брюнером с сотрудниками. *Уравнение БЕТ-изотермы* имеет вид:

$$\frac{p}{v(p_0 - p)} = \frac{1}{v_m a'} + \frac{(a'-1)p}{a' v_m p_0}, \tag{8.4}$$

где v — объем (при нормальных условиях) адсорбированного газа на единицу массы пористого твердого тела; v_m — объем газа, адсорбированный монослоем покрытия; p — парциальное давление адсорбируемого компонента в газовой фазе; p_0 — давление пара адсорбата и a' — постоянная, характеризующая систему.

БЕТ-изотерма часто используется для экспериментального определения удельной поверхности (поверхности на единицу массы) адсорбента. Выполняются серии измерений параметров адсорбции при различных парциальных давлениях адсорбируемого компонента и затем строится график в координатах $p/[v(p_0 - p)] - p/p_0$. В соответствии с уравнением (8.4) должна получиться прямая линия. v_m может быть найден из угла наклона прямой S и величины отрезка I, отсекаемого прямой на оси ординат:

$$v_m = (S + I)^{-1}. \tag{8.5}$$

Если площадь, занятая одной молекулой адсорбируемого компонента f_m, известна, то поверхность на единицу массы $S_г$ можно вычислить по выражению

$$S_г = (v_m N_A / v_г) f_m, \tag{8.6}$$

где N_A — число Авогадро, а $v_г$ — объем, занимаемый одним молем газа при нормальных условиях.

Среди предположений, сделанных при выводе уравнения изотермы Ленгмюра, самым сомнительным является допущение относительно энергетической однородности поверхности и отсутствия взаимодействия между адсорбированными компонентами. Реальные поверхности *всегда* неоднородны энергетически, и даже благородные газы проявляют значительное взаимодействие между адсорбированными молекулами. На неоднородной поверхности энергия адсорбции стремится к уменьшению с ростом покрытия, так как ячейки с более высокой энергией участвуют в адсорбции первыми. Однако взаимодействие между молекулами адсорбата стремится вызвать уменьшение энергии адсорбции с возрастанием покрытия. Во многих случаях эти два противоположных эффекта приблизительно погашают друг друга. Успешное использование изотермы Ленгмюра в описании адсорбции на многих реальных поверхностях можно отнести за счет этого компенсирующего фактора.

Для того чтобы лучше понять теорию Ленгмюра, имеет смысл более тщательно рассмотреть скорости процессов адсорбции и десорбции. Количество соударений молекул газа с единицей поверхности твердого тела равно (см. также данное ранее описание конденсации паров)

$$Z = p(2\pi mkT)^{-1/2}, \tag{8.7}$$

где p — парциальное давление адсорбируемого компонента в газовой фазе, m — масса молекулы компонента и k — постоянная Больцмана. Поскольку покрытие предполагается монослойным, то из всего количества компонентов, соударяющихся с поверхностью, только та их часть имеет шанс быть адсорбируемой, которая сталкивается с незанятой частью $(1 - \theta)$. Считая, что адсорбция может быть активированным процессом и что только молекулы с достаточно высокой энергией будут поглощены, для скорости адсорбции можно записать

$$w_a = \frac{\Omega}{\sqrt{2\pi mkT}} p(1-\theta)\exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right), \tag{8.8}$$

где E_a — энергия активации адсорбции, а Ω — коэффициент конденсации, который определяется как доля молекул, соударяющихся с поверхностью и имеющих энергию большую, чем E_a, т.е. в итоге адсорбированных.

Аналогично скорость десорбции, являющаяся *всегда активированным процессом*, равна

$$w_d = k_{d0}\theta \exp[-E_d/(RT)]. \tag{8.9}$$

При равновесии $w_a = w_d$ уравнение изотермы можно записать в виде

$$p = \frac{k_{d0}}{\Omega}\sqrt{2\pi mkT}\,\frac{\theta_e}{1-\theta_e}\exp\left(-\frac{Q_a}{RT}\right), \tag{8.10}$$

где $Q_a \equiv -\Delta H_a = E_d - E_a$ — теплота адсорбции. Уравнение (8.10) сводится к уравнению Ленгмюра, если k_{d0}, Ω и Q_a не зависят от θ, как это и предполагается в теории Ленгмюра. Сравнивая уравнения (8.3) и (8.9), находим выражение для константы равновесия K:

$$1/K = (k_{d0}/\Omega)(2\pi mkT)^{1/2}\exp[-Q_a/(RT)]. \tag{8.11}$$

Если молекулы газа диссоциируют при адсорбции на n фрагментов, и каждый фрагмент занимает ячейку, то для скоростей адсорбции и десорбции можно записать

$$w_a = k_a p(1-\theta)^n, \tag{8.12}$$

$$w_d = k_d \theta^n. \tag{8.13}$$

Тогда уравнение изотермы адсорбции принимает вид

$$\theta_e = (Kp)^{1/n}/[1 + (Kp)^{1/n}]. \tag{8.14}$$

Если два или более различных вещества адсорбируются одновременно, то изотерма адсорбции для каждого вещества в отсутствии диссоциации описывается выражением

$$\theta_{ie} = K_i p_i/(1 + \Sigma_i K_i p_i), \tag{8.15}$$

где K_i и p_i — константа Ленгмюра и парциальное давление i-го вещества соответственно.

Как указывалось ранее, теплота адсорбции редко бывает независимой от степени покрытия и в общем случае уменьшается с увеличением последней. Две другие широко используемые изотермы можно получить, рассматривая различные варианты зависимости теплоты адсорбции от степени покрытия.

Изотерма Френдлиха, первоначально найденная как эмпирическое соотношение между степенью покрытия и давлением, предполагает следующую связь теплоты адсорбции с θ [40, 41] (несколько позже К. Дж. Лейдер обосновал эту зависимость [42], используя вывод, лишь в деталях отличающийся от теории Я. Б. Зельдовича):

$$Q_a = Q_m \ln \theta. \tag{8.16}$$

Из этой связи вытекает уравнение изотермы

$$\theta_e = k_f p^{1/n}, \tag{8.17}$$

где k_f — коэффициент пропорциональности, и

$$n = Q_m/(RT), \quad n > 1. \tag{8.18}$$

Изотерма Темкина получается из предположения, что теплота адсорбции линейно уменьшается с увеличением степени покрытия:

$$Q_i = Q_0(1 - \alpha\theta), \tag{8.19}$$

где Q_0 — теплота адсорбции при $\theta = 0$, а α — эмпирическая постоянная. Это соотношение дает

$$\theta_e = k_т \ln(K_0 p), \tag{8.20}$$

где

$$k_т \equiv RT/(\alpha Q_0), \tag{8.21}$$

а K_0 — значение K в уравнении (8.11) при $Q_a = Q_0$.

Из всех изотерм адсорбции, рассмотренных выше, уравнение Ленгмюра является наиболее важным вследствие его теоретического и понятийного вклада в изучение адсорбции и кинетики поверхностных реакций. Изотерма Френдлиха находит широкое применение при обработке экспериментальных данных, а изотерма Темкина удовлетворяет некоторым системам, но ее можно надеяться использовать только в промежуточном интервале степеней покрытия из-за упрощающих предположений, принятых при ее обосновании.

Выводя выражение для *скорости адсорбции на реальных поверхностях*, необходимо снова рассмотреть изменение параметров с изменением θ. Если предположить, что E_a линейно зависит от степени покрытия (например, $E_a = E_0 + \alpha\theta$) и что экспоненциальный множитель является доминирующим в зависимости от θ, то получим следующее выражение, известное как уравнение Еловича [44],

$$d\theta/d\tau = a' \exp[-\alpha\theta/(RT)], \tag{8.22}$$

где a' — константа. Обычно это выражение используют в интегральной форме

$$\theta = (RT/\alpha) \ln[(\tau + \tau_0)/\tau_0], \tag{8.23}$$

где τ_0 — постоянная, определяемая типом адсорбента и адсорбируемого вещества. Подобный же вывод можно выполнить для скорости десорбции. Многие системы удовлетворяют уравнению Еловича, и всесторонний обзор на эту тему имеется в литературе [45].

Для предсказания и интерпретации скоростей адсорбции можно также применить теорию абсолютных скоростей реакций. В настоящее время, однако, она полезна при обработке экспериментальных данных, но вследствие трудностей точного описания структуры и энергетики активирования комплексов на поверхности все еще практически бесполезна в инженерных расчетах.

В. А. Астахов [46] для описания процесса адсорбции предложил дифференциальный метод, в котором вместо обычной интегральной формы изотермы адсорбции $\theta = f(p)_T$ рассматривается дифференциальная форма $da/dA = \varphi(A)$, где A — дифференциальная мольная работа адсорбции. На основании результатов дифференциального метода анализа экспериментальных изотерм адсорбции М. М. Дубининым и В. А. Астаховым была развита теория объемного заполнения микропор [47].

Характер кривых $da/dA = \varphi(A)$ показывает, что для их анализа и инженерного расчета наиболее удобна *функция распределения У. Вейбулла* [48]

$$F(\tau) = 1 - \exp[-(\tau - \gamma)/\eta]\beta,$$

где τ — время или любой другой параметр, определяющий динамику процесса, β — форм-фактор, γ — фактор положения, а η — масштабный множитель.

Применительно к задачам адсорбции распределение Вейбулла в абсолютных величинах энергии выражается в виде:

$$F(A) = 1 - \exp[-(A/E)^n], \tag{8.24}$$

где E — характеристическая энергия, а n — показатель, отражающий меру упорядоченности молекул в адсорбированном состоянии. Дифференциальная мольная работа адсорбции определяется выражением

$$A = RT(p - p_s), \tag{8.25}$$

где R — универсальная газовая постоянная; T — температура, К; p — равновесное давление адсорбтива; p_s — давление насыщенного пара адсорбтива при данной температуре.

Константа n в распределении Вейбулла связана с числом потерянных степеней свободы [49], поэтому этот показатель степени выражается небольшим целочисленным значением (от 2 до 6). Величина n находится методом подбора: то значение n, при котором зависимость $\ln a = f(A^n)$ прямолинейна, является характеристикой данной системы адсорбент – адсорбтив. Затем из полученной прямолинейной зависимости по ординате, определяется характеристическая энергия E (отрезок на оси абсцисс, соответствующий характеристической точке, $A^n = E^n$).

Из уравнения (8.24) с учетом дифференциальной мольной работы адсорбции A (см. выражение (8.25)) следует, что при $A = 0$, т.е. при $p/p_s = 1$, $F(A) = 0$. С другой стороны, в области малых равновесных относительных давлений (при уменьшении p/p_s) величина A становится весьма большой, а $F(A)$ стремится к нулю. Следовательно, $F(A)$ выражает долю незаполненного объема адсорбционного пространства микропор, т.е. $1 - \theta$ [50]:

$$F(A) = 1 - \theta = 1 - \exp[-(A/E)^n], \tag{8.26}$$

где θ — относительная величина адсорбции. Тогда распределение степени заполнения по дифференциальной мольной работе адсорбции будет описываться следующим образом

$$\theta = a/a_0 = \exp[-(A/E)^n], \tag{8.27}$$

где a — текущая величина адсорбции; a_0 — предельная величина адсорбции. Предельная величина адсорбции определяется по изотерме адсорбции $a = f(p/p_s)_T$ при отношениях $p/p_s \approx 0{,}1$; в этих условиях происходит почти полная обработка микропор, а адсорбция на поверхности и в макропорах незначительна.

Значения p_s при температурах вплоть до критических могут быть взяты из справочной литературы [51]. При температурах выше критической используется *приведенное давление* p_s':

$$p_s' = p_{кр} \exp\left[-\frac{T_{кр} - T}{T}\frac{\Delta H_0}{RT_{кр}}\right], \tag{8.28}$$

где ΔH_0 — теплота парообразования в нормальной точке кипения.

Величины E и n при адсорбции за счет дисперсионных сил мало зависят от температуры и являются константами уравнения (8.27) для выбранной системы адсорбтив – адсорбент. Величина a_0 зависит от температуры. Поэтому проводят пересчет предельной величины адсорбции, взятой по "исходной изотерме", на величину предельной адсорбции при заданной температуре

$$a_0 = a_0^0 \frac{\rho^*}{\rho_0^*}, \tag{8.29}$$

где a_0^0 и ρ_0^* — соответственно предельная величина адсорбции по "исходной изотерме" и плотность адсорбтива в жидком состоянии при известной температуре; ρ^* — плотность адсорбированной фазы при искомой температуре, которая может быть рассчитана по методу Дубинина – Николаева [52]:

$$\rho^* = \rho_0 - \frac{\rho_0 - \rho_{кр}^*}{T_{кр} - T_0}(T - T_0). \tag{8.30}$$

Здесь ρ_0 — плотность адсорбтива в нормальной точке кипения; $\rho_{кр}^*$ — плотность адсорбтива при критической температуре $T_{кр}$. Величина $\rho_{кр}^*$ определяется как $M/(1000b)$, где M — молекулярная масса адсорбтива; b — константа уравнения Ван-дер-Ваальса, рассчитываемая по соотношению

$$b = \frac{1}{8}\frac{RT_{кр}}{p_{кр}} = 1{,}026 \cdot 10^{-2}\frac{T_{кр}}{p_{кр}}. \tag{8.31}$$

8.1.1. АДСОРБЦИОННОЕ РАВНОВЕСИЕ НА АКТИВНЫХ УГЛЯХ

В случае активных углей первого структурного типа, для которых определяющее значение в адсорбционном взаимодействии имеют дисперсионные силы, показатель степени n в выражении (8.27) равен 2.

В случае молекулярно-ситовых углей [например, выпускаемых фирмой "Такеда" (Япония): MSC-A, MSC-C, MSC-5A, MSC-B, а также отечественных углей САУ, приготовленных из поливинилиденхлорида (размеры пор 10^{-9}–$1{,}5 \cdot 10^{-9}$ м)] показатель степени (ранг распределения) n для большинства адсорбтивов, имеющих диаметр молекул, соизмеримый с диаметром пор указанных углей, равен 3.

8.1.2. АДСОРБЦИОННОЕ РАВНОВЕСИЕ НА ЦЕОЛИТАХ

Наличие катионов в полостях цеолитов, являющихся адсорбционными центрами для адсорбции молекул с неравномерным распределением электронной плотности, представляет наиболее характерную особенность цеолитов как микропористых адсорбентов. Для адсорбции на цеолитах характерны два случая:

1. Для адсорбции относительно крупных молекул по сравнению с полостями рассматриваемого цеолита (например, для цеолита NaX к таким веществам принадлежат углеводороды с числом атомов углерода, превышающем 4–5) применимо уравнение (8.27), причем ранг распределения n может находиться в пределах от 3 до 6;

2. Адсорбция на цеолитах с достаточно большими полостями относительно небольших молекул обязана проявлению различных форм адсорбционных взаимодействий. Для каждой разновидности взаимодействия приближенно справедливо уравнение (8.27), причем ранг распределения n, характеристическая энергия E и предельная величина адсорбции будут различными для каждого взаимодействия. Общая величина адсорбции может быть определена из двучленного уравнения изотермы адсорбции:

$$a = a_{01}\exp[-(A/E_1)^{n_1}] + a_{02}\exp[-(A/E_2)^{n_2}], \tag{8.32}$$

где a_{01} и a_{02} — предельные величины адсорбции для соответствующих взаимодействий; E_1 и E_2 — характеристические энергии для соответствующих взаимодействий; n_1 и n_2 — ранги распределения для соответствующих распределений.

Первое слагаемое уравнения (8.32) характеризует адсорбцию за счет электростатического взаимодействия (на катионах), второй — отражает адсорбцию за счет дисперсионного взаимодействия.

Предельная величина адсорбции a_{01} практически равна числу активных центров (числу доступных для адсорбции катионов) и обычно известна (например, для цеолитов NaA и NaX a_{01} = 2,70–2,9 ммоль/г), а предельная величина адсорбции a_{02} равна

$$a_{02} = a_0 - a_{01}. \tag{8.33}$$

В общем случае можно воспользоваться дифференциальным методом анализа изотерм. "Исходную изотерму" представляют в координатах $da/dA = \varphi(A)$. Характерным для адсорбции данных веществ на цеолитах является наличие на кривых плотностей распределения двух максимумов. Один из них, отвечающий большему значению E, отражает специфическое взаимодействие адсорбируемых молекул с катионами; другой, расположенный в области меньших значений E, отвечает адсорбции за счет дисперсионных сил. Интегрируя соответствующие участки, находим a_{01} и a_{02}.

На "исходной изотерме" $a = f(p)_T$ ординате, равной $a_{01}/2{,}73$, определяют значение p в характеристической точке, рассчитывают дифференциальную мольную работу, численно равную E_1. Затем при условии полной обработки катионов $\theta = a_1/a_{01} = 1$ для первого слагаемого уравнения (8.32) определяют значение n_1 и строят изотерму, соответствующую специфической адсорбции на катионах. После этого строят изотерму, соответствующую вкладу в адсорбцию дисперсионного взаимодействия, и определяют по описанной выше методике параметры E_2 и n_2 [по зависимости $\lg a_2 = f(A^{n2})$].

8.2. МЕТОДЫ РАСЧЕТА АДСОРБЦИОННЫХ ПРОЦЕССОВ

Скорость процесса адсорбции зависит от условий транспорта адсорбируемого вещества к поверхности (внешний перенос) и переноса его внутри зерен адсорбента (внутренний перенос). Скорость внешнего переноса определяется гидродинамической обстановкой процесса, а внутреннего — структурой адсорбента и физико-химическими свойствами системы. Гидродинамическая обстановка зависит от условий проведения процесса. Процессы адсорбции проводятся в основном двумя способами — в плотном и псевдоожиженном слоях адсорбента. В первом случае поток в пространстве между частицами приближается по структуре к модели поршневого движения, во втором — к модели идеального смешения. Кинетика внутреннего переноса описывается уравнением:

$$da/d\tau = \beta(c - c_{\text{п}}),$$

где c и $c_{\text{п}}$ — концентрация поглощаемого вещества в объеме смеси и на поверхности адсорбента соответственно; β — коэффициент массоотдачи.

Явления переноса вещества внутри капиллярно-пористых тел весьма сложны. В зависимости от пористой структуры адсорбента и свойств системы перенос вещества внутри зерен адсорбента может протекать по различным механизмам, причем чаще всего перенос осуществляется одновременно двумя и более способами. Так, наряду с диффузией при адсорбции из газовых смесей возможно кнудсеновское и гидродинамическое течение, диффузионный перенос вещества в жидком состоянии сопровождается перемещением под действием капиллярных сил и т.д. В связи со сложностью установления доли переноса вещества по каждому механизму принятый метод описания кинетики внутреннего переноса заключается в использовании так называемого *эффективного коэффициента диффузии* $D_{\text{э}}$, суммарно учитывающего все существенные факторы. Значения $D_{\text{э}}$ находятся экспериментально. Таким образом, кинетика внутреннего переноса описывается уравнением молекулярной диффузии

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D_э\left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2}\right),$$

которое должно быть проинтегрировано с учетом начальных и граничных условий. Процесс заполнения зерен адсорбента является нестационарным. Он осложняется неравноценностью условий, в которых находятся отдельные зерна в промышленных аппаратах. Поэтому в расчетах обычно принимают, что все зерна адсорбента имеют одинаковые форму и размеры и находятся в одинаковых условиях. Отклонения от этих допущений в реальных процессах учитывается путем введения поправок на основании опытных данных.

В связи с тем, что скорость процесса переноса внутри зерен адсорбента обычно много меньше скорости внешнего переноса, содержание адсорбируемого вещества на границе с поверхностью адсорбента чаще всего принимается равным содержанию адсорбируемого вещества в объеме смеси, которое зависит от условий проведения процесса. При интегрировании уравнения диффузионного переноса считают, что коэффициент эффективной диффузии в течение всего процесса остается постоянным.

8.2.1. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА АДСОРБЦИИ В НЕПОДВИЖНОМ СЛОЕ АДСОРБЕНТА

При проведении процесса адсорбции в неподвижном слое адсорбента по мере удаления от входа в слой содержание поглощаемого вещества в потоке уменьшается. На некоторой длине, называемой длиной работающего слоя, происходит практически полное поглощение рассматриваемого вещества. В этом слое формируется определенное поле концентраций поглощаемого вещества. Перпендикулярное к направлению потока сечение адсорбента, отвечающее заданному минимальному содержанию поглощаемого вещества в потоке, называется фронтом адсорбции. По мере насыщения ближайших к входу слоев адсорбента фронт адсорбции перемещается вдоль слоя. По достижении им границы слоя наблюдается повышение содержания поглощаемого вещества в потоке — проскок. При этом процесс адсорбции заканчивается и проводится десорбция поглощенного вещества, цель которой — выделить это вещество и регенерировать адсорбент. Таким образом, процесс адсорбции в слое — полунепрерывный.

Обычно при исследовании адсорбционного процесса принято рассматривать равновесный и неравновесный режимы. Первый режим позволяет выявить влияние статических факторов — вида изотермы, а второй — в основном, влияние кинетических факторов. Обе эти модели базируются на ряде допущений (см. выше), упрощающих математическое описание процесса и дающих возможность его аналитического или графо-аналитического решения.

Исходная система уравнений, описывающих процесс, должна включать уравнение баланса вещества, уравнение изотермы адсорбции, уравнение кинетики, а также начальные и граничные условия.

Уравнение баланса вещества обычно записывают, приняв ряд допущений: несжимаемость газовой фазы, одномерное движение газового потока со средней расходной скоростью w, а введение коэффициента продольной диффузии D^* позволяет учесть эффекты продольного переноса [53]:

$$\frac{\partial a}{\partial \tau} + \frac{\partial c}{\partial \tau} + w\frac{\partial c}{\partial x} = D^*\frac{\partial^2 c}{\partial x^2}, \qquad (8.34)$$

где a — масса вещества, поглощенного единицей объема адсорбента (величина адсорбции); c — масса поглощаемого вещества в единице объема подвижной фазы (концентрация адсорбтива); w — средняя скорость движения; D^* — коэффициент продольной диффузии.

Уравнение изотермы адсорбции:

$$a = f(c)_T \tag{8.35}$$

Уравнение кинетики адсорбции:

$$\partial a/\partial\tau = \varphi(c, a). \tag{8.36}$$

Для описания экспериментальных данных по интегральной кинетике адсорбции индивидуальным зерном почти всегда используется уравнение

$$\partial a/\partial\tau = \beta_0[c - c^*(a)], \tag{8.37}$$

где $c^*(a)$ — концентрация поглощаемого вещества на поверхности зерна, равновесная с a; β_0 — коэффициент массопередачи, связанный с коэффициентами внешнего β_1 и внутреннего β_2 массообмена:

$$\frac{1}{\beta_0} = \frac{1}{\beta_1} + \frac{1}{\beta_2} + \frac{D^*}{w^2}. \tag{8.38}$$

Коэффициент внешнего массообмена β_1 зависит от гидродинамической обстановки в аппарате и физических свойств потока и может быть рассчитан по обобщенным уравнениям [54]:

$$Nu_д = 0{,}395\ Re_ε^{0{,}64}\ Pr_д^{0{,}33} \text{ при } Re_ε > 30, \tag{8.39}$$

$$Nu_д = 0{,}725\ Re_ε^{0{,}47}\ Pr_д^{0{,}33} \text{ при } 2 \le Re_ε \le 30, \tag{8.39а}$$

$$Nu_д = 0{,}515\ Re_ε^{0{,}85}\ Pr_д^{0{,}33} \text{ при } Re_ε < 2. \tag{8.39б}$$

Здесь $Nu_д = \beta_1 d_э/D$ — диффузионное число Нуссельта (β_1 — коэффициент внешнего массообмена, отнесенный к единице объема слоя адсорбента; $d_э$ — эквивалентный диаметр зерна адсорбента; D –коэффициент молекулярной диффузии); $Re_ε = w d_э/(\varepsilon\nu)$ — модифицированное число Рейнольдса (w — средняя скорость газового потока в расчете на свободное сечение аппарата; ν — коэффициент молекулярной кинематической вязкости газового потока; ε — порозность слоя); $Pr_д = \nu/D$ — диффузионное число Прандтля.

Коэффициент внутреннего массопереноса β_2 может быть определен из соотношения [55]:

$$\beta_2 = 4\pi^2 D_i/d_э^2, \tag{8.40}$$

где D_i — коэффициент внутренней диффузии.

Рассмотрим некоторые математические модели динамики процесса адсорбции (равновесной и неравновесной), решение уравнений которых при определенных допущениях позволяет использовать их в расчетной практике.

Выявим сначала общие закономерности процесса. При отсутствии продольного перемешивания уравнение (8.34) упрощается и принимает вид:

$$\frac{\partial a}{\partial\tau} + \frac{\partial c}{\partial\tau} + w\frac{\partial c}{\partial x} = 0. \tag{8.41}$$

Величины a и c взаимосвязаны, т.е. $a = f(c)$ (см., например, 8.35)). Если процесс протекает при условиях, близких к равновесным, то функция $a = f(c)$ представляет собой изотерму адсорбции (8.35). Следовательно, $\partial a/\partial\tau = [\partial f(c)/\partial c](\partial c/\partial\tau)$, и после подстановки в (8.41) получаем

$$\left(\frac{\partial f(c)}{\partial c}+1\right)\frac{\partial c}{\partial \tau}+w\frac{\partial c}{\partial x}=0$$

или

$$\frac{\partial c}{\partial \tau}+w_a\frac{\partial c}{\partial x}=0, \tag{8.42}$$

где

$$w_a=\frac{w}{\partial f(c)/\partial c+1}. \tag{8.43}$$

Величина w_a выражает скорость движения сечения поля концентраций, соответствующего определенному значению c. Поскольку $\partial f(c)/\partial c > 0$, то скорость движения адсорбируемого вещества в слое адсорбента меньше средней скорости подвижной фазы. Если изотерма адсорбции линейна, т.е. фазовое равновесие описывается законом Генри $a = \Gamma c$ (Γ — константа Генри), то $f(c) = \Gamma c$ и $\partial f(c)/\partial c = \Gamma$. В этом случае

$$w_a = w/(1 + \Gamma).$$

Чем больше константа Генри, т.е. чем лучше адсорбируется вещество, тем медленнее оно движется в слое адсорбента. На использовании этой закономерности основана адсорбционная газовая хроматография, широко используемая как метод определения состава смесей. В поток инертного газа, движущегося через слой адсорбента, вводится анализируемая проба и фиксируется выход отдельных компонентов из слоя путем изменения теплопроводности, плотности или иных свойств газовой смеси. Полученные данные позволяют количественно определять содержание отдельных компонентов.

При линейной изотерме адсорбции величина w_a не зависит от содержания адсорбируемого вещества в подвижной фазе. Это означает, что точки поля концентраций перемещаются с одинаковой скоростью (рис. 8.1, *а*). При нелинейной изотерме адсорбции величина w_a, согласно (8.43), зависит от вида функции $f(c)$. При выпуклой изотерме адсорбции производная $\partial f(c)/\partial c$ уменьшается с ростом c. Следовательно, точки поля концентрации, отвечающие большим значениям c, движутся быстрее точек, соответствующих малым значениям c. В результате этого происходит выравнивание поля концентраций (рис. 8.1, *б*). При вогнутой изотерме адсорбции, наоборот, производная $\partial f(c)/\partial c$ возрастает с увеличением c. Поэтому, согласно (8.43), точки поля концентраций, отвечающие малым значениям c, движутся быстрее точек, соответствующих большим значениям c, и поле концентраций вытягивается (рис. 8.1, *в*).

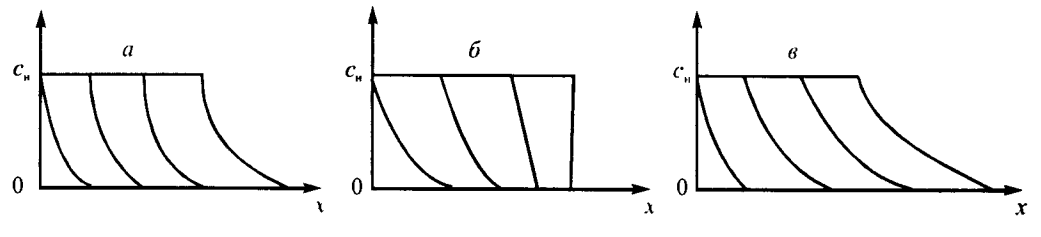


Рис. 8.1. Поля концентраций поглощаемого вещества в работающем слое адсорбента:
а — при линейной изотерме адсорбции; *б* — при выпуклой изотерме адсорбции; *в* — при вогнутой изотерме адсорбции

Для выявления связи между содержанием адсорбируемого вещества в адсорбенте a и в подвижной фазе c при отсутствии продольного перемешивания выполним в уравнении (8.42) замену переменных. Для этого "привяжем" процесс адсорбции к фронту адсорбции, т.е. введем систему координат, которая перемещается в слое со скоростью w_a:

$$z = x - w_a\tau\,. \tag{8.44}$$

Тогда в соответствии с общими правилами перехода к новым переменным имеем:

$$\frac{\partial a}{\partial \tau} = \frac{\partial a}{\partial z}\frac{\partial z}{\partial \tau} = -w_a\frac{\partial a}{\partial z};\quad \frac{\partial c}{\partial \tau} = \frac{\partial c}{\partial z}\frac{\partial z}{\partial \tau} = -w_a\frac{\partial c}{\partial z};\quad \frac{\partial c}{\partial x} = \frac{\partial c}{\partial z}\frac{\partial z}{\partial x} = \frac{\partial c}{\partial z}.$$

С учетом этих результатов уравнение (8.42) примет вид:

$$(w - w_a)\frac{\partial c}{\partial z} = w_a\frac{\partial a}{\partial z} \quad \text{или} \quad (w - w_a)\frac{dc}{dz} = w_a\frac{da}{dz}.$$

Переход от частных производных к полным возможен, поскольку z является единственной независимой переменной величиной. Интегрирование дает:

$$(w - w_a)\,c - w_a\,a = K, \tag{8.45}$$

где K — постоянная интегрирования.

Граничные условия выражаются равенствами: 1) при $x = 0$ и $\tau \to \infty$ ($z \to -\infty$) $c = c_н$ и $a = a_р$ ($c_н$ — содержание поглощаемого вещества в подвижной фазе на входе в слой, $a_р$ — содержание поглощенного вещества в адсорбенте при равновесии с подвижной фазой состава $c_н$); 2) при $x \to \infty$ ($z \to \infty$) $c = 0$ и $a = 0$.В соответствии со вторым условием $K = 0$ и соотношение (8.45) преобразуется к виду

$$w_a = \frac{c}{c + a}w.$$

При $x = 0$, согласно первому граничному условию, $c = c_н$ и $a = a_р$. Следовательно,

$$w_a = \frac{c}{c + a}w = \frac{c_н}{c_н + a_р}w. \tag{8.46}$$

Отсюда $a/c = a_р/c_н = Г$ или $c = a/Г$, где $Г = a_р/c_н$ – константа Генри для начального состава $c_н$.

Таким образом, при отсутствии продольного перемешивания независимо от вида изотермы адсорбции и факторов, влияющих на кинетику процесса, содержание поглощаемого вещества в адсорбенте и в подвижной фазе находятся в постоянном соотношении.

Продольное перемешивание обусловливает растяжение поля концентраций в работающем слое адсорбента. При выпуклой изотерме адсорбции это противодействует характерному для данного случая выравниванию концентраций. В результате противоположного влияния этих двух факторов на некоторой длине слоя формируется установившееся поле концентраций, не изменяющееся при дальнейшем движении в слое адсорбента. При вогнутой изотерме адсорбции продольное перемешивание еще более увеличивает характерное для этого случая растяжение поля концентраций.

Уравнение профиля стационарного фронта адсорбции при произвольном уравнении адсорбции можно получить из уравнения (8.34), если выполнить в нем переход к новой переменной (8.44). Эта операция приводит к обыкновенному дифференциальному уравнению

$$(w - w_a)\frac{dc}{dz} - w_a\frac{da}{dz} = D*\frac{d^2c}{dz^2}$$

или после интегрирования

$$(w - w_a)c - w_a a = D*\frac{dc}{dz} + K,$$

где K, как и ранее, постоянная интегрирования. Если в дополнение к ранее рассмотренным граничным условиям потребовать, чтобы при $z \to -\infty$ и при $z \to \infty$ $dc/dz \to 0$, то $K = 0$, и соотношение (8.46) сохраняет силу. Тогда из последнего уравнения для профиля стационарного фронта получим

$$z(c) = \frac{D*[(a_р + c_н)/a_р]}{w}\int_{c_1}^{c_2}\frac{dc}{c - (c_н/a_р)f(c)}, \tag{8.47}$$

где c_1 и c_2 — некоторые значения концентрационных точек на кривой распределения.

Рассмотренный механизм образования стадии параллельного фронта адсорбции приводит к известному *уравнению Шилова* [56], с достаточной степенью точности описывающему адсорбционный процесс во многих системах адсорбтив – адсорбент:

$$\tau_з = K x - \tau_0, \tag{8.48}$$

где $\tau_з$ — время защитного действия слоя адсорбента; K — коэффициент защитного действия слоя ($K = 1/w_а = (c_н + a_р)/(w\, c_н)$); τ_0 — потеря времени защитного действия ($\tau_0 = Kz = z/w_а$); x — высота слоя адсорбента, обозначаемая обычно через H. Иногда уравнение (8.48) представляют в виде:

$$\tau_з = K(H - h), \tag{8.48а}$$

где h – величина, характеризующая использованную емкость адсорбента в единицах высоты слоя.

Величина h связана с высотой зоны массопередачи $H_м$:

$$h = f H_м. \tag{8.49}$$

Здесь f — фактор симметричности выходной кривой (колеблется в интервале 0,3–0,65, в среднем $f = 0{,}5$). Высота зоны массопередачи $H_м$ определяется по данным выходной кривой:

$$H_м = H(\tau^* - \tau_з)/[\tau^* f + \tau_з(1 - f)], \tag{8.50}$$

где $\tau_з$ — время фиксации проскоковой концентрации в газовой фазе на выходе из слоя; τ^* — время, при котором концентрация компонента в газовой фазе на выходе из слоя становится равной исходной концентрации (перед входом в слой).

При расчете адсорбционных систем немаловажной задачей является установление полей концентрации поглощаемого компонента в слое адсорбента, скорости движения фронта адсорбции и выходной концентрации. Решение этой задачи позволяет выйти на процедуры оптимизации конструктивных параметров аппарата и режимов его работы. Однако в общем виде его можно получить только численно (один из вариантов математической постановки общей задачи будет рассмотрен ниже). Поэтому для возможности проведения *оценочных* расчетов, а также для отладки алгоритмов решения уравнений полных математических моделей процесса адсорбции прибегают к упрощенным решениям. В частности, решение задачи значительно упрощается при допущении изотермического характера процесса адсорбции, хотя процесс адсорбции протекает с выделением теплоты.

Рассмотрим в этом плане решение системы (8.34)–(8.36) при следующих допущениях:

1. Теплота адсорбции мала и ею можно пренебречь. Это допущение ограничивает область применения полученного решения малыми концентрациями адсорбата, когда выделившаяся теплота адсорбции рассеивается относительно большим количеством газа-носителя, и температурный эффект при этом мал.

2. Теплообмен между твердой и газовой фазой отсутствует. Задача решается в той области аппарата, где температуры слоя и газа весьма близки.

3. Между поглощенным количеством адсорбата в твердой фазе и его равновесным содержанием в газовой фазе существует линейная зависимость, т.е. решение дается для случая линейной или близкой к ней изотерме адсорбции.

4. Расход газа через слой поглотителя постоянен. Это условие отражает процесс, в котором количество адсорбированного в единицу времени вещества мало по сравнению с расходом газа.

5. Концентрация поглощаемого компонента на входе в слой во времени не изменяется.

6. Отсутствует эффект продольной диффузии ($D^* = 0$).

7. Внутренним диффузионным сопротивлением зерна адсорбента можно пренебречь ($\beta_0 = \beta_1$).

Согласно принятым допущениям в качестве уравнения изотермы адсорбции можно принять *закон Генри*:

$$a = \Gamma y, \tag{8.51}$$

где a — величина адсорбции, кг/м^3; y — концентрация адсорбтива в газовой фазе, равновесная величине адсорбции a, кг/м^3; Γ — коэффициент Генри.

Скорость процесса адсорбции определяется уравнением кинетики (напомним, что слой неподвижный):

$$\frac{\partial a}{\partial \tau} = \beta_0 (c - y) = \beta_0 \left(c - \frac{a}{\Gamma} \right), \tag{8.52}$$

где c — текущая концентрация адсорбтива в газовой фазе, кг/м^3; β_0 — коэффициент массопередачи, с$^{-1}$. Выражение (8.52) с учетом (8.51) можно переписать в виде

$$\frac{\partial y}{\partial \tau} = \frac{\beta_0}{\Gamma} (c - y). \tag{8.53}$$

Закон сохранения вещества можно выразить следующим образом:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = -w \frac{\partial c}{\partial x} = \beta_0 (c - y) \quad \text{или} \quad -w \frac{\partial c}{\partial x} = \beta_0 (c - y). \tag{8.54}$$

Введя новые переменные

$$\tau' = \beta_0 \tau / \Gamma \quad \text{и} \quad X'' = \beta_0 x / w, \tag{8.55}$$

получаем:

$$\frac{\partial y}{\partial \tau'} = c - y, \tag{8.53а}$$

$$-\frac{\partial c}{\partial X'} = c - y. \tag{8.54а}$$

Граничные условия системы (8.53а), (8.54а) следующие:

1) при $\tau' = 0$ $a = a_0$ и соответственно $y = y_0$, где a_0 — величина адсорбции к моменту начала процесса (обычно принимают эту величину равной нулю); y_0 — концентрация адсорбтива в газовой фазе, равновесная с a_0;

2) при $X' = 0$ $c = c_н = \text{const}$.

Решение задачи проведем, следуя В. Н. Тимофееву [57], но предварительно выясним общие свойства искомого решения.

Вычитая из уравнения (8.53а) уравнение (8.54а), получаем важное соотношение

$$\frac{\partial y}{\partial \tau'} + \frac{\partial c}{\partial X'} = 0 \quad \text{или} \quad \frac{\partial c}{\partial X'} = -\frac{\partial y}{\partial \tau'}, \tag{8.56}$$

которое выполняется в каждой точке слоя в любой момент времени. При $X'' = 0$ $c = c_н = \text{const}$ при произвольном значении τ'' и, следовательно, вместо (8.53а) имеем обыкновенное дифференциальное уравнение

$$dy/d\tau' + y = c_н$$

при начальном условии: $\tau' = 0$, $y = y_0$. Его решение легко находится, оно имеет вид:

$$y(0, \tau') = c_н - (c_н - y_0)\exp(-\tau'), \tag{8.57}$$

откуда

$$\left.\frac{dy}{d\tau'}\right|_{X'=0} = (c_н - y_0)\exp(-\tau'). \tag{8.58}$$

В начальный момент времени ($\tau' = 0$), когда часть поглощаемого компонента уже успела перейти из газа в адсорбент, но состояние последнего еще не изменилось, зависимость c от X'' описывается выражением

$$-\left.\frac{\partial c}{\partial X'}\right|_{\tau'=0} = c - y_0 \quad \text{или} \quad \left(\frac{dc}{dX'} + c\right)_{\tau'=0} = y_0.$$

Интегрируя это уравнение при граничном условии: $X'' = 0$, $c = c_н$, получаем

$$c(X'', 0) = y_0 + (c_н - y_0)\exp(-X''), \tag{8.59}$$

т.е.

$$\left.\frac{dc}{dX'}\right|_{\tau'=0} = -(c_н - y_0)\exp(-X'). \tag{8.60}$$

Сопоставление выражения (8.58), взятого с обратным знаком, и (8.60) показывает, что они не равны, так как их правые части содержат экспоненты с разными показателями. Но (8.56) должно выполняться безусловно. Это означает, что производные концентраций, входящие в (8.56), будут пропорциональны произведению экспонент с показателями $-X''$ и $-\tau''$, а также некоторой функции $\psi(X'', \tau)$, которая является новой искомой величиной. Таким образом, справедливы уравнения:

$$-\frac{\partial y}{\partial \tau'} = (c_н - y_0)\psi(X', \tau')e^{-(X'+\tau')}, \tag{8 61}$$

$$\frac{\partial c}{\partial X'} = (c_н - y_0)\psi(X', \tau')e^{-(X'+\tau')}. \tag{8.62}$$

Используя (8.61), из (8 53,а) получаем

$$-(c - y) = (c_н - y_0)\,\psi(X'', \tau'')\exp[-(X'' + \tau'')] \tag{8 63}$$

Уравнений (8 61)–(8 63) вполне достаточно для решения исходной задачи. Сначала продифференцируем (8 61) по X'', (8 62) по τ'' и сложим полученные результаты

$$\frac{\partial^2(c-y)}{\partial\tau'\partial X'} = (c_н - y_0)\left(\frac{\partial\psi}{\partial\tau'} + \frac{\partial\psi}{\partial X'} - 2\psi\right)e^{-(X+\tau')} \tag{8 64}$$

Заменим в последнем уравнении разность концентраций через (8 63) и продифференцируем:

$$\frac{\partial^2(c-y)}{\partial\tau'\partial X'} = -(c_н - y_0)\frac{\partial}{\partial\tau'}\frac{\partial}{\partial X'}\left[\psi e^{-(X+\tau')}\right] = -(c_н - y_0)\frac{\partial}{\partial\tau'}\left[\frac{\partial\psi}{\partial X'}e^{-(X'+\tau')} - \psi e^{-(X'+\tau')}\right] = \tag{8.65}$$

$$= -(c_н - y_0)\left[\frac{\partial^2\psi}{\partial\tau'\partial X'}e^{-(X+\tau)} - \frac{\partial\psi}{\partial X'}e^{-(X+\tau)} - \frac{\partial\psi}{\partial\tau'}e^{-(X+\tau)} + \psi e^{-(X+\tau)}\right] =$$

$$= -(c_н - y_0)\left[\frac{\partial^2\psi}{\partial\tau'\partial X'} - \left(\frac{\partial\psi}{\partial X'} + \frac{\partial\psi}{\partial\tau'} - \psi\right)\right]e^{-(X'+\tau')}$$

Приравнивая правые части (8 64) и (8 65), получаем уравнение

$$\frac{\partial^2\psi}{\partial\tau'\partial X'} = \psi, \tag{8.66}$$

эквивалентное с учетом соотношений (8 61)–(8 63) исходной системе (8 53а) и (8 54а)

Уравнение (8 66) содержит смешанную производную В таких случаях всегда используют замену переменной (подстановку) $\varphi = X''\tau''$ Тогда имеем

$$\frac{\partial\psi}{\partial X'} = \frac{\partial\psi}{\partial\varphi}\frac{\partial\varphi}{\partial X'} = \tau'\frac{d\psi}{d\varphi},$$

$$\frac{\partial^2\psi}{\partial\tau'\partial X'} = \frac{\partial}{\partial\tau'}\left(\tau'\frac{d\psi}{d\varphi}\right) = \frac{\partial}{\partial\tau'}\left(\frac{d\psi}{d\varphi}\right)\tau' + \frac{d\psi}{d\varphi} = \frac{d^2\psi}{d\varphi^2}\frac{\partial\varphi}{\partial\tau'}\tau' + \frac{d\psi}{d\varphi} = \frac{d^2\psi}{d\varphi^2}X'\tau' + \frac{d\psi}{d\varphi} = \varphi\frac{d^2\psi}{d\varphi^2} + \frac{d\psi}{d\varphi},$$

и, подставляя в (8 66), получим

$$\varphi\frac{d^2\psi}{d\varphi^2}+\frac{d\psi}{d\varphi}-\psi=0$$

— модифицированное уравнение Бесселя, решение которого известно

$$\psi(X'',\tau'')=KI_0(2\sqrt{\varphi})=K\,I_0(2\sqrt{X'\tau'}), \tag{8 67}$$

где K — постоянная интегрирования, $I_0(\varphi)$ — функция Бесселя первого рода нулевого порядка мнимого аргумента Используя (8 63) и (8 67), находим

$$c-y=K(c_н-y_0)I_0(2\sqrt{X'\tau'})e^{-(X+\tau')}$$

При $X''=\tau''=0$, $c=c_н$ и $y=y_0$ Тогда $K=1$, и, подставляя (8 67) в (8.61), **приходим к дифференциальному уравнению**

$$\frac{\partial y}{\partial\tau'}=(c_н-y_0)I_0(2\sqrt{X'\tau'})e^{-(X'+\tau')},$$

которое можно проинтегрировать по τ' при начальном условии $\tau'=0, y=y_0$

$$y(X',\tau')=y_0+(c_н-y_0)e^{-X}\int_0^{\tau'}I_0(2\sqrt{X'\eta})e^{-\eta}d\eta, \tag{8.68}$$

где переменная интегрирования играет роль времени Аналогичным **образом** из (8.62) и (8.67) получим дифференциальное уравнение для c, интеграл которого равен

$$c(X',\tau')=c_н-(c_н-y_0)e^{-\tau}\int_0^{X}I_0(2\sqrt{\xi\tau'})e^{-\xi}d\xi \tag{8 69}$$

Здесь переменная интегрирования имеет смысл координаты слоя

Выражения (8 68) и (8 69) легко вычисляются в рамках любого математического пакета (Mathcad, Maple V и т п) На рис 8 2 и 8 3 представлены результаты расчетов функций $Y=[y(X',\tau')-y_0]/(c_н-y_0)$ и $C=[c(X',\tau')-y_0]/(c_н-y_0)$ для некоторых наборов значений X''и τ''. Заметим, что для вычислений достаточно иметь лишь один тип графиков, поскольку (как это можно видеть из выражений (8 68) и (8 69)) функции Y и C обладают свойством взаимозаменяемости $Y\big|_{X'=a\,\tau=b}=1-C\big|_{X=b\,\tau=a}$ Рис 8 2 и 8 3 называют *графиками Т Шумана*

Как уже отмечалось ранее, математическое описание неравновесных неизотермических процессов адсорбции в неподвижном слое весьма сложно В общем случае оно требует описания закономерностей движения газов в слое, явлений теплообмена, диффузии в зерне адсорбента и т д Конечно, математические модели такого уровня должны разрабатываться для каждого конкретного аппарата отдельно Однако, учитывая практическую однородность дисперсного состава адсорбента и относительно малый размер зерен, в большинстве случаев можно получить вполне достоверные результаты при использовании целого ряда естественных допущений Ниже в качестве примера такой упрощенной модели приведено описание процесса неизотермической адсорбции, соответствующее следующим допущениям

1 Поток газовой фазы через слой адсорбента однороден в поперечном сечении, т е имеет место поршневое течение

2 Масса целевого компонента, содержащаяся в порах адсорбента, мала [10–15 % (масс)] по сравнению с массой адсорбента и ею можно пренебречь

3 Изменение массы газовой фазы за счет адсорбции целевого компонента незначительно и им можно пренебречь

4 Градиенты температуры в поперечном сечении адсорбера и в зерне адсорбента пренебрежимо малы

5 Теплота адсорбции отводится за счет потока подвижной фазы, т е адсорбер работает в адиабатическом режиме (потерями теплоты через стенки адсорбера пренебрегаем)

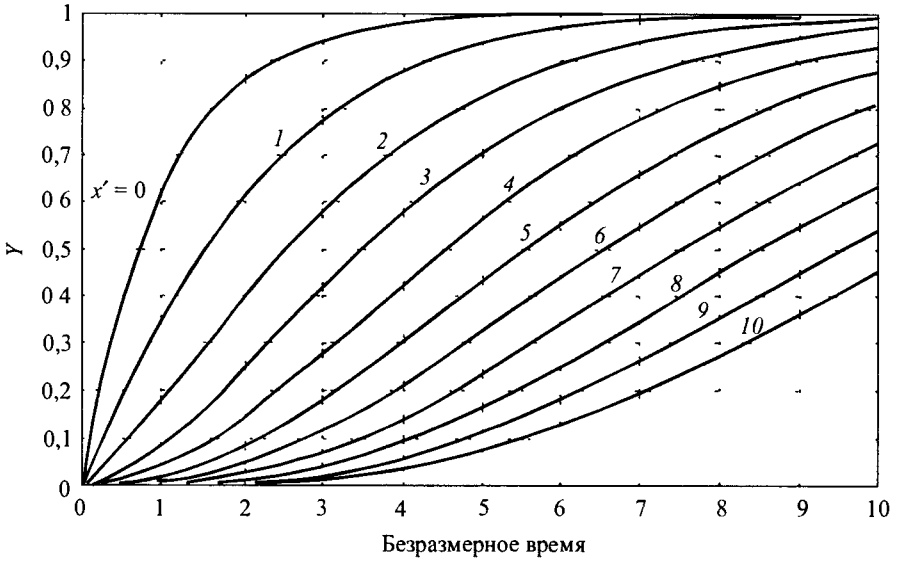


Рис. 8.2. Изменение относительной концентрации адсорбтива в газовой фазе, равновесной величине **адсорбции** *a*, во времени

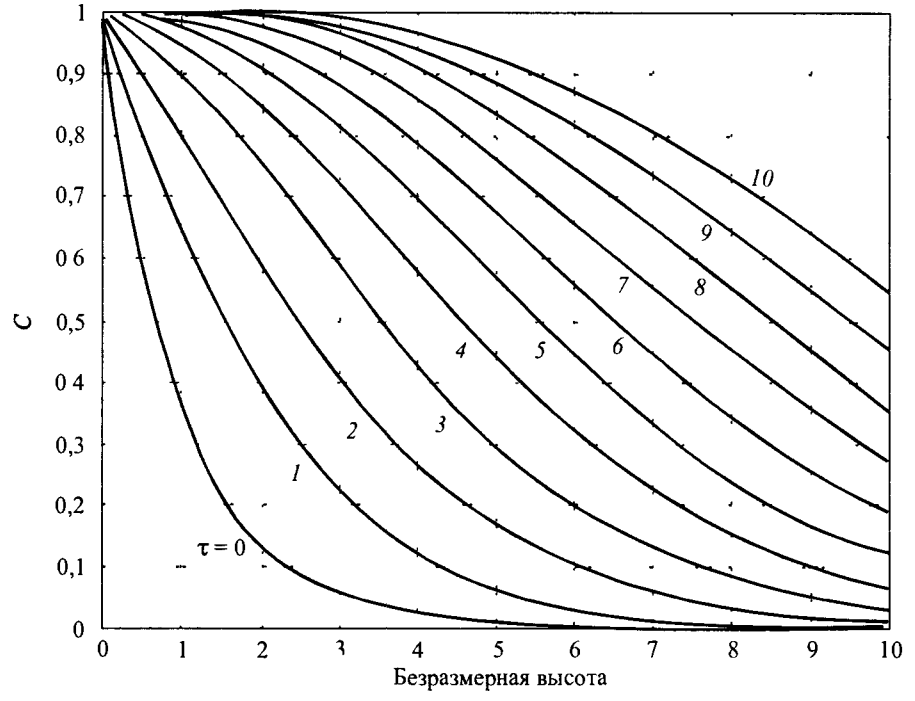


Рис. 8.3. Изменение относительной концентрации поглощаемого компонента по высоте адсорбента

При данных условиях математическое описание процесса неизотермической адсорбции в неподвижном слое адсорбента содержит лишь основные уравнения, отражающие материальный и тепловой балансы процесса (в безразмерном виде)

• уравнение материального баланса целевого компонента в газовом потоке

$$\frac{\partial \tilde{c}}{\partial t} + \frac{1}{\varepsilon_0}\frac{\partial \tilde{c}}{\partial \xi} = -m[c_н \tilde{c} - \varphi(y, a_р^*, \vartheta_а, T_{а0})], \qquad (8\ 70)$$

• уравнение материального баланса адсорбированного целевого компонента в адсорбенте

$$\frac{\partial y}{\partial t} = \gamma[c_н \tilde{c} - \varphi(y, a_р^*, \vartheta_а, T_{а0})], \qquad (8\ 71)$$

• уравнение баланса теплоты газового потока

$$\frac{\partial \vartheta}{\partial t} + \frac{1}{\varepsilon_0}\frac{\partial \vartheta}{\partial \xi} = \zeta[T_{а0}(1+\vartheta_а) - T_0(1+\vartheta)], \qquad (8\ 72)$$

• уравнение баланса теплоты слоя адсорбента

$$\frac{\partial \vartheta_а}{\partial t} = \eta[c_н \tilde{c} - \varphi(y, a_р^*, \vartheta_а, T_{а0})] - \psi[T_{а0}(1+\vartheta_а) - T_0(1+\vartheta)], \qquad (8\ 73)$$

где

$$m = \beta_0 \tau_0 \rho_{нас}/(\varepsilon_0 \rho\, c_н), \quad \gamma = \beta_0 \tau_0 / a_р^*; \quad \eta = \beta_0 \tau_0 q/(c_{ра} T_{а0}),$$

$$\zeta = \alpha \tau_0 (3/r_п)(1-\varepsilon_0)/(\varepsilon_0 c_р \rho\, T_0), \quad \psi = \alpha \tau_0 (3/r_п)/(c_{ра} \rho_{нас} T_{а0})$$

Здесь $\tilde{c} = c/c_н$ — безразмерная концентрация целевого компонента в газовом потоке, $y = a/a_р^*$ — безразмерная концентрация целевого компонента в слое адсорбента, $\vartheta = (T - T_0)/T_0$ — безразмерная температура потока газовой фазы, $\vartheta_а = (T_а - T_{а0})/T_{а0}$ — безразмерная температура слоя адсорбента, $\xi = l/L$ — безразмерная высота слоя адсорбента, $t = \tau/\tau_0$ — безразмерное время, τ — время адсорбции, $\tau_0 = V/Q = FL/Q$ — среднее время пребывания газа в адсорбере, Q — объемный расход газовой фазы, F — площадь поперечного сечения слоя адсорбента, L — высота слоя адсорбента, ε_0 — порозность слоя, $c_р$ — удельная теплоемкость газовой фазы, $c_{ра}$ — удельная теплоемкость адсорбента, $r_п$ — приведенный радиус зерна адсорбента, q — теплота адсорбции, α — коэффициент теплоотдачи, β_0 — коэффициент массоотдачи, ρ — плотность газовой фазы, $\rho_{нас}$ — насыпная масса слоя адсорбента, $\varphi(y, a_р^*, \vartheta_а, T_{а0})$ — безразмерная равновесная концентрация целевого компонента в газовой фазе, находящаяся в равновесии с усредненной по радиусу зерна адсорбента концентрацией a адсорбированного вещества при неизотермической адсорбции, 0, * — индексы, обозначающие начальное (для концентрации в газовой фазе также "н") и равновесное состояния, соответственно.

Начальные и граничные условия

$$\tilde{c} = 1,\ y = 0,\ \vartheta_а = 0,\ \text{при } t = 0 \text{ и } 0 \le \xi \le 1 \qquad (8\ 74)$$

$$\tilde{c} = 1,\ \vartheta = 0 \text{ при } t > 0 \text{ и } \xi = 0 \qquad (8\ 75)$$

Решение системы (8.70)–(8.75) возможно только численными методами и здесь не рассматривается, поскольку определяется конкретной конфигурацией аппарата и кинетическими характеристиками процесса адсорбции.

8.2.2. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА АДСОРБЦИИ В ДВИЖУЩЕМСЯ СЛОЕ

Такой процесс осуществляется в адсорберах, в которых плотный слой адсорбента непрерывно движется противотоком потоку газа (или жидкости), содержащему поглощаемое вещество. Чаще всего процесс проводится в вертикальных аппаратах. Тогда в верхнюю часть адсорбера подается регенерированный адсорбент, а из нижней части отбирается адсорбент, насыщенный поглощаемым веществом. Связь составов материальных потоков определяется уравнением материального баланса непрерывного противоточного процесса массообмена:

$$G(a - a_н) = Q(c - c_к), \tag{8.76}$$

где G и Q — объемные расходы адсорбента и инертной части подвижной фазы, соответственно; $a_н$ и a — величина адсорбции на входе и в произвольном сечении, соответственно; $c_к$ и c — содержание поглощаемого вещества в потоке на выходе из слоя адсорбента и в его произвольном сечении соответственно. Выражение (8.76) является одновременно уравнением рабочей линии процесса непрерывной адсорбции. Поскольку величины G и Q — постоянные, рабочая линия процесса адсорбции — прямая (рис. 8.4).

Отношение расходов материальных потоков определяет угол наклона рабочей линии. При заданных начальном $c_н$ и конечном $c_к$ содержаниях поглощаемого вещества в подвижной фазе минимальный относительный расход адсорбента $G_{мин}/Q$ определяется углом наклона рабочей линии, показанной на рис. 8.4 пунктиром:

$$\frac{G_{мин}}{Q} = \frac{c_н - c_к}{a_р - a_н}.$$

В общем случае движущая сила процесса массопереноса при адсорбции изменяется по высоте слоя адсорбента. Расчет установившегося непрерывного процесса адсорбции заключается в интегрировании уравнения массоотдачи:

$$Q dc = \beta(c - c_р)F\, dh,$$

где β — коэффициент массоотдачи, отнесенный к подвижной фазе; F — площадь поперечного сечения слоя адсорбента; $c_р$ — содержание целевого компонента в подвижной фазе, отвечающее состоянию равновесия с адсорбентом, содержащим a поглощенного вещества (см. рис. 8.4); h — координата по высоте слоя адсорбента.

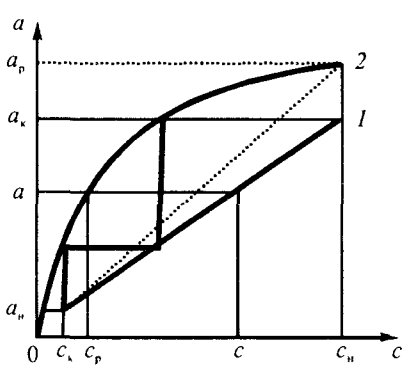


Рис. 8.4. К расчету процесса непрерывной адсорбции:
1 — рабочая линия; *2* — линия равновесия

Связь между величинами c и a определяется уравнением рабочей линии (8.76). Необходимая высота слоя адсорбента H находится с помощью выражения

$$H = \int_0^H dh = \frac{Q}{F\beta_{ср}} \int_{c_к}^{c_н} \frac{dc}{c - c_р} = \frac{w}{\beta_{ср}} \int_{c_к}^{c_н} \frac{dc}{c - c_р}, \tag{8.77}$$

где $\beta_{ср}$ — средний коэффициент массоотдачи по высоте слоя.

Интеграл в правой части этого выражения определяет число единиц переноса массы, а отношение $w/\beta_{ср}$ — высоту единицы переноса массы. Величина $\beta_{ср}$ учитывает как внешне-, так и внутридиффузионные факторы и является обобщенной кинетической характеристикой процесса. Чаще всего значение $\beta_{ср}$ находят по опытным данным.

Интеграл в правой части (8.77)

$$N = \int_{c_к}^{c_н} \frac{dc}{c - c_р}$$

определяет число единиц переноса массы и, в соответствии с изложенным выше, является мерой движущей силы процесса адсорбции. Отношение $w/\beta_{ср} = h_е$ имеет смысл средней высоты единицы переноса массы. Следовательно, $H = Nh_е$. Движущая сила может быть определена таким числом теоретических ступеней, которые находятся путем описанного выше графического построения (см. рис. 8.4). Очевидно, что для достижения заданных показателей процесса высота подвижного слоя адсорбента должна превышать высоту работающего слоя, определение которой было рассмотрено ранее.

При установившемся процессе в подвижном слое адсорбента в предположении поршневого характера движения потоков можно написать следующие уравнения материального баланса:

$$\begin{cases} w\dfrac{dc}{dh} = \beta(c - c_р) + D_п \dfrac{d^2c}{dh^2}, \\ u\dfrac{da}{dh} = \beta(c - c_р) + D'_п \dfrac{d^2a}{dh^2}, \end{cases} \tag{8.78}$$

где w и u — скорости движения газа и адсорбента соответственно; $D_п$ — коэффициент продольной диффузии в газовой фазе; $D_п'$ — эффективный коэффициент продольного перемешивания адсорбента, зависящий от условий его транспортировки.

При отсутствии перемешивания адсорбента $D_п' = 0$. Связь между величинами a и $c_р$ определяется уравнением изотермы адсорбции. Путем решения этой системы уравнений можно найти распределение содержания целевого компонента в потоке газа и в адсорбенте по высоте слоя. Аналитические решения получены для линейных изотерм адсорбции. Для нелинейных изотерм используются численные методы.

Качественные закономерности развития процесса можно выявить из приближенного решения, полученного при условии $D_п = D_п' = 0$. В этом случае из (8.78) вытекает $w\,dc/dh = u\,da/dh$, и следовательно между a и c по высоте слоя адсорбента имеет место линейная зависимость

$$wc - ua = wc_н - ua_к = wc_к - ua_н. \tag{8.79}$$

Для линейной изотермы адсорбции $a = Гc$ ($Г$ — константа Генри). Величина $c_р$, отвечающая равновесию с адсорбентом, содержащим a поглощенного вещества, равна $c_р = a/Г$. Величина же a, согласно равенствам (8.79), определяется выражением $a = a_н + (w/u)(c - c_к)$ и при $a_н = 0$ $a = (w/u)(c -$

$- c_к$). Следовательно, $c_р = w/(c - c_к)(u\Gamma)$. Подстановка этого значения $c_р$ в первое уравнение (8.78) и интегрирование по высоте слоя H дают

$$\frac{c_к}{c_н} = \frac{1-\chi}{\exp[(1-\chi)H/h_е]-\chi}, \tag{8.80}$$

где $\chi = w/(u\Gamma)$; $h_е = w/\beta$ — высота единицы переноса массы.

С учетом этого из соотношения (8.79) следует, что при $a_н = 0$

$$\frac{a_к}{c_н\Gamma} = \chi(1 - c_к/c_н) = \chi\frac{\exp[(1-\chi)H/h_е]-1}{\exp[(1-\chi)H/h_е]-\chi}.$$

Соответственно, текущие (по высоте слоя) значения параметров процесса адсорбции определяются выражениями:

$$c(h) = \frac{c_к}{1-\chi}\{\exp[(1-\chi)h/h_е]-\chi\},$$

$$a(h) = \frac{w}{u}[c(h) - c_к] = \frac{c_к w}{u}\left(\frac{1}{1-\chi}\{\exp[(1-\chi)h/h_е]-\chi\} - 1\right).$$

Таким образом, содержание целевого компонента в потоке газа на выходе из слоя адсорбента $c_к$ является функцией высоты слоя адсорбента и отношения скоростей движения фаз, пропорционального величине c. При установившемся процессе величина $w_a = w/\Gamma$ определяет скорость движения фронта адсорбции. Поэтому значение с представляет собой отношение скоростей фронта адсорбции и адсорбента. Зависимости $c_к/c_н$ для разных значений χ и $H/h_е$, рассчитанные по уравнению (8.80), приведены на рис. 8.5. Как следует из этого рисунка, для обеспечения достаточной степени поглощения необходимо использовать слой адсорбента достаточной длины, а скорость движения адсорбента должна в несколько раз превышать скорость движения фронта адсорбции.

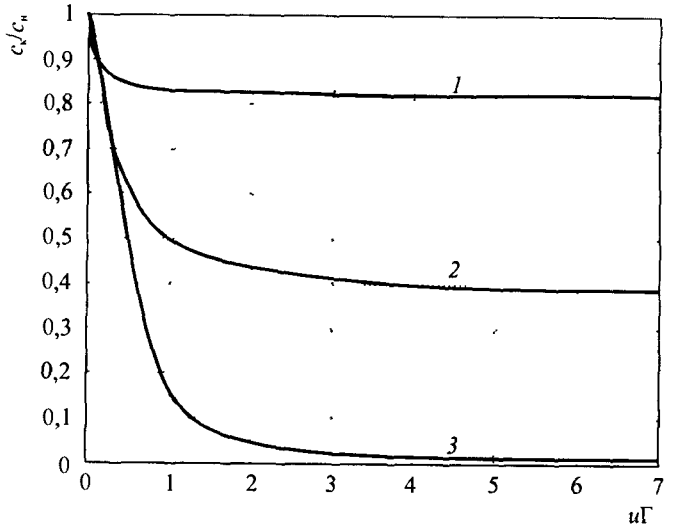


Рис. 8.5. Зависимость относительной концентрации целевого компонента в потоке газа на выходе из слоя адсорбента при различных значениях $H/h_е$:
1 — 0,2; *2* — 1; *3* — 5

8.2.3. ВЗВЕШЕННЫЙ СЛОЙ АДСОРБЕНТА

В последние годы большое внимание уделяется адсорбционным процессам, проводимым в аппаратах со взвешенным слоем адсорбента.

Наряду с положительными сторонами процесса во взвешенном слое (интенсификация тепло- и массообмена, возможность работы в непрерывном режиме при больших скоростях потоков и т.д.) следует отметить и недостатки, связанные в основном с перемешиванием твердой фазы во взвешенном состоянии. Перемешивание приводит к широкому разбросу времени пребывания во взвешенном слое отдельных порций адсорбента и, следовательно, к неравномерности их обработки. Исследования показывают, что в одноступенчатом аппарате нельзя добиться высокой степени обработки адсорбента Кроме того, при больших высотах слоя трудно осуществить хорошо организованное "кипение" твердой фазы. Проскок газовой фазы в виде пузырей, явления канало - и поршнеобразования значительно снижают эффективность адсорбционных процессов при больших высотах слоя. Для снижения отрицательных эффектов, обусловленных всеми этими причинами, процесс проводят в многоступенчатых аппаратах.

Для выбора оптимальных условий проведения адсорбционных процессов во взвешенном слое необходимы инженерные методы расчета, которые позволили бы определить число ступеней аппарата. В связи с общей сложностью математического описания закономерностей движения фаз в таких системах методы расчета могут быть только приближенными, широко использующими различные идеализации реальной картины движения. Обычно применяют некоторые сочетания моделей полного перемешивания и полного вытеснения

Для расчета многоступенчатого аппарата с взвешенными слоями адсорбента в качестве модели сравнения в предлагаемом ниже методе расчета, заимствованном нами из работы [58], используется аппарат полного вытеснения (хорошо организованный движущийся слой). В аппаратах с взвешенными слоями адсорбента по сравнению с аппаратом полного вытеснения имеет место, как уже отмечалось ранее, продольное и поперечное перемешивание твердой фазы. На процесс, главным образом, влияет продольное перемешивание адсорбента; влиянием поперечного перемешивания можно пренебречь. Влияние продольного перемешивания учитывается коэффициентом $K_{п}$ (коэффициентом продольного перемешивания):

$$K_{п} = H_{взв}/H_{дв},$$

где $H_{взв}$ и $H_{дв}$ — высоты зоны массоотдачи в аппаратах с взвешенными слоями адсорбента и с движущимся плотным слоем соответственно (см. предыдущий пункт).

Высоту рабочей зоны многоступенчатого аппарата рассчитывают по формуле

$$H_{взв} = h_{сл} n,$$

где n — расчетное число ступеней аппарата; $h_{сл}$ — высота слоя при порозности $\varepsilon_0 = 0{,}4$ (высотой слоя задаются в пределах 50–60 мм) [59].

Рассмотрим расчет основных характеристик многоступенчатого адсорбера, обеспечивающего расход по газовой фазе Q, а по адсорбенту G. Концентрация поглощаемого компонента в газовой фазе на входе в аппарат $c_{н}$, а на выходе из аппарата — $c_{к}$; степень обработки адсорбента на выходе из аппарата составляет $\eta_{к}$.

Диаметр адсорбера определяют, исходя из средней скорости газового потока w, рассчитанной на полное поперечное сечение аппарата и обеспечивающей устойчивый режим кипения адсорбента на тарелках:

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi w \rho}},$$

где ρ — плотность газового потока. Взвешенный слой существует в широком диапазоне скоростей газовой фазы: от скорости начала псевдоожижения $w_к$ до скорости витания частиц $w_в$. Для их расчета используют формулы:

$$w_к = \frac{\nu}{d_з}\frac{\mathrm{Ar}}{1400 + 5{,}22\sqrt{\mathrm{Ar}}}, \quad w_в = \frac{\nu}{d_з}\frac{\mathrm{Ar}}{18 + 0{,}61\sqrt{\mathrm{Ar}}}.$$

Здесь $\mathrm{Ar} = d_з^3(r_а - r)g/(\rho\nu^2)$ — число Архимеда; $\rho_а$ и $d_з$ — плотность и диаметр зерна адсорбента соответственно; ν — коэффициент кинематической молекулярной вязкости газа; g — ускорение свободного падения.

Отношение $w_в/w_к$ обычно изменяется от 5 (крупные частицы) до 8 (мелочь). Оптимальные по интенсивности протекания процессов тепло- и массообмена скорости псевдоожижения могут быть определены по формуле

$$w_{опт} = (\nu/d_з)\mathrm{Ar}/(18 + 5{,}22\mathrm{Ar}^{1/2}).$$

Отношение действительной скорости псевдоожижения к скорости начала этого процесса $w/w_к$ — называют *числом псевдоожижения*. Оно показывает, насколько действительная скорость потока превышает скорость начала псевдоожижения. С целью уменьшения выноса зерен адсорбента из слоя рабочие скорости выбирают несколько ниже скорости витания (в три-четыре раза меньше $w_в$).

Высоту взвешенного слоя адсорбента на тарелке определяют из соотношения:

$$h_{взв} = h_{сл}\frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon}.$$

Порозность ε взвешенного слоя может быть определена по эмпирической зависимости

$$\varepsilon = \left(\frac{18\mathrm{Re} + 0{,}36\mathrm{Re}^2}{\mathrm{Ar}}\right)^{0{,}21},$$

где $\mathrm{Re} = wd_з\rho/\mu = wd_з/\nu$ — число Рейнольдса.

Прежде чем приступить к определению числа тарелок n адсорбера, рассмотрим [60] колонный аппарат, в котором все слои равноценны, а зерна в каждом из них:

- одинакового размера и шарообразной формы;
- равномерно распределены по объему слоя и совершают полную амплитуду колебания, равную высоте слоя (среднестатистическое время пребывания их на любой высоте одинаково;
- к рассматриваемому моменту времени отработаны в одинаковой степени на глубину x от внешней поверхности.

При этих условиях влияние поперечного перемешивания на адсорбционный процесс не будет наблюдаться, а распределение концентрации поглощаемого компонента в газовой фазе по высоте каждого слоя будет определяться лишь временем пребывания газа в данной секции и развитием процесса диффузии в отдельном зерне. Не останавливаясь на деталях анализа, сразу приведем итоговую зависимость изменения концентрации:

$$c_{вых} = c_{вх}\exp[-3(R - x)^2 D_i(1 - \varepsilon)h/(R^3 xw)], \qquad (8.81)$$

где $c_{вх}$ и $c_{вых}$ — концентрации целевого компонента в газовой фазе на входе в слой и выходе соответственно; $R = d_з/2$ — радиус зерна; h — текущая координата по высоте слоя; w — скорость фильтрации газа в слое; D_i — эффективный коэффициент диффузии i-го компонента в зерне; x — глубина обработанного объема зерна (расстояние от поверхности); ε — порозность слоя.

Рассматривая процесс снизу вверх по аппарату, можно показать, что для любой ступени

$$c_{\text{вых}_i} = c_{\text{н}} \exp\left[- A' \sum_{i=1}^{n} \frac{(R - x_i)^2}{x_i} \right], \tag{8.82}$$

где $A' = 3(1 - \varepsilon) D_i h_i / (wR^3)$; h_i — высота слоя в i-й секции. При условии послойной обработки зерен адсорбента для степени обработки в данной секции можно записать

$$\eta_i = 1 - (1 - x_i / R)^3. \tag{8.83}$$

Материальный баланс, составленный для единицы поперечного сечения произвольного слоя аппарата, описывается уравнением

$$G a_0 \eta_i = w(c_{\text{вх}\,i} - c_{\text{к}}). \tag{8.84}$$

Здесь G — удельный расход адсорбента; a_0 — предельная величина адсорбции; w — скорость газового потока. Материальный баланс для всего аппарата имеет вид:

$$G a_0 \eta_{\text{к}} = w(c_{\text{н}} - c_{\text{к}}). \tag{8.85}$$

Совместное решение уравнений (8.82)–(8.85) дает:

$$c_{\text{вых}_i} = c_{\text{н}} \exp\left[- A \sum_{i=1}^{n} \left(1 - \sqrt[3]{1 - \eta_{\text{к}} \frac{c_{\text{вх}_i} - c_{\text{к}}}{c_{\text{н}} - c_{\text{к}}}} \right)^{-1} \sqrt[3]{\left(1 - \eta_{\text{к}} \frac{c_{\text{вх}_i} - c_{\text{к}}}{c_{\text{н}} - c_{\text{к}}} \right)^2} \right], \tag{8.86}$$

где $A = 12 D_i (1 - \varepsilon) h_i / (d_3^2 w)$ — безразмерный комплекс. Отношение $\Gamma_1 = h_i / d_3$ учитывает влияние высоты слоя на процесс. Очевидно, что при $\Gamma_1 = 1$ рассматриваемая модель переходит в модель аппарата полного вытеснения. Безразмерный комплекс $D_i / (w d_3)$ — аналог числа Стантона — характеризует соотношение интенсивностей внутренней диффузии и внешнего подвода компонента за счет движения газа в слое.

Уравнения (8.81) и (8.86) получены из рассмотрения одномерной (плоской) задачи для случая линейного распределения концентрации компонента вдоль радиуса зерна адсорбента. Однако это распределение в зерне сферической формы при послойной отработке имеет криволинейный характер. Используя рассуждения, аналогичные приведенным выше при рассмотрении одномерной задачи, можно получить алгоритм для решения задачи относительно адсорбента сферической формы [61]:

$$c_{\text{вых}_i} = c_{\text{н}} \exp\left[- A \sum_{i=1}^{n} \left(1 - \sqrt[3]{1 - \eta_{\text{к}} \frac{c_{\text{вх}_i} - c_{\text{к}}}{c_{\text{н}} - c_{\text{к}}}} \right)^{-1} \sqrt[3]{1 - \eta_{\text{к}} \frac{c_{\text{вх}_i} - c_{\text{к}}}{c_{\text{н}} - c_{\text{к}}}} \right]. \tag{8.87}$$

Количество слоев определяют, подсчитывая число ступеней изменения концентрации поглощаемого компонента в газовой фазе.

В результате экспериментальных исследований было установлено [61], что при одинаковых параметрах процесса число тарелок $n_{\text{ш}}$ для адсорбента сферической формы во всех случаях меньше числа тарелок $n_{\text{пл}}$ для случая решения плоской задачи, причем основное влияние на разность числа ступеней оказывает $\eta_{\text{к}}$. С увеличением $\eta_{\text{к}}$ разность $(n_{\text{пл}} - n_{\text{ш}})$ увеличивается, с уменьшением $\eta_{\text{к}}$ — стремится к нулю. Влияние A на указанную разность сказывается в меньшей степени.

При расчете аппарата в условиях обеспечения $\eta_к \le 0{,}8$ можно применять уравнения (8.86) и (8.87), дающие в этом случае практически одинаковый результат; при $\eta_к > 0{,}8$ рекомендуется производить расчет по уравнению (8.86) (с некоторым запасом числа тарелок).

Рассчитав число теоретических тарелок (слоев) $n_т$, определяют действительное число тарелок $n_д$:

$$n_д = K_п n_т.$$

Величина коэффициента продольного перемешивания $K_п$ в первом приближении может быть найдена по выражению [60]:

$$K_п = 1 + (0{,}1 + 9{,}3A)(A^{-1/3} - \eta_к)\exp(-4{,}95c_к/c_н).$$

8.2.4. АДСОРБЦИЯ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ МИКРОСФЕРИЧЕСКИХ АДСОРБЕНТОВ В УСЛОВИЯХ ПНЕВМОТРАНСПОРТА

Одним из перспективных методов интенсификации адсорбционных процессов является ведение их на адсорбентах мелкой грануляции при высокой скорости газового потока. В работе [62] предложена математическая модель в аппарате, работающем на микросферических адсорбентах в условиях пневмотранспорта. При этом приняты следующие допущения: 1) концентрация поглощаемого компонента в газовой фазе постоянна в поперечном сечении аппарата; 2) скорость газа постоянна в поперечном сечении аппарата; 3) твердая фаза монодисперсна, и твердые частицы имеют сферическую форму; 4) продольная диффузия поглощаемого компонента и продольное перемешивание твердой фазы отсутствуют; 5) процесс адсорбции изотермичен; 6) массоперенос поглощаемого компонента из газа внутрь зерна описывается уравнением

$$\frac{da}{d\tau} = f(a, c, w_0), \tag{8.88}$$

где c — текущая концентрация поглощаемого компонента в газовой фазе; w_0 — скорость газового потока относительно твердых частиц. Отметим, что в (8.88) величина $da/d\tau$ представляет собой полную или субстанциональную производную

$$\frac{da(z,\tau)}{d\tau} = \frac{\partial a(z,\tau)}{\partial \tau} + w_{тв}\frac{\partial a(z,\tau)}{\partial z},$$

где $w_{тв}$ — скорость твердой фазы.

Математическая модель, описывающая стационарный режим адсорбции в этом аппарате, представляет собой систему следующих уравнений:

$$\begin{cases} w_{тв}\dfrac{da(z)}{dz} = f[a(z), c(z), w_0]; \\ Q\dfrac{dc(z)}{dz} + G\dfrac{da(z)}{dz} = 0; \\ c\big|_{z=0} = c_{вх}; \quad a\big|_{z=0} = a_{вх}, \end{cases} \tag{8.89}$$

где Q — расход газовой фазы; G — расход твердой фазы; $c_{вх}$ — концентрация поглощаемого компонента в газовом потоке на входе в аппарат; $a_{вх}$ — величина адсорбции на входе в аппарат.

При условии квазистационарного приближения, когда изотерма адсорбции имеет прямоугольный (ступенчатый) вид, уравнение (8.88) имеет решение [63]:

$$\frac{da}{d\tau}=\frac{3D_i c}{\rho_a R^2}\left(\frac{1}{\mathrm{Bi}}-1+\left(1-\frac{a}{a_н}\right)^{-1/3}\right)^{-1}. \qquad (8.90)$$

Здесь D_i — коэффициент внутренней диффузии; ρ_a — кажущаяся плотность адсорбента; $\mathrm{Bi}=\beta_1 R/D_i$ — диффузионное число Био; R — радиус зерна адсорбента; β_1 — коэффициент внешнего массообмена; a — текущая величина адсорбции; $a_н$ — предельная величина адсорбции.

Система (8.89) с учетом (8.90) трансформируется к виду:

$$\begin{cases} w_{тв}\dfrac{d\,a(z)}{d\,z}=\dfrac{3D_i c}{\rho_a R^2}\left(\dfrac{1}{\mathrm{Bi}}-1+\left(1-\dfrac{a}{a_н}\right)^{-1/3}\right)^{-1}; \\ Q\dfrac{d\,c(z)}{d\,z}+G\dfrac{d\,a(z)}{d\,z}=0; \\ c\big|_{z=0}=c_{вх};\quad a\big|_{z=0}=a_{вх}. \\ \ldots \end{cases} \qquad (8.91)$$

Система (8.91) решается аналитически относительно высоты зоны контакта фаз (высоты контактного патрубка ступени аппарата). В самом деле, из второго уравнения системы с учетом граничных условий находим

$$c=c_{вх}-\frac{G}{Q}(a-a_{вх}).$$

Подставив это выражение в правую часть первого уравнения системы (8.91), приходим к обыкновенному дифференциальному уравнению с разделяющимися переменными относительно $\tilde{a}=a/a_н$:

$$z=\frac{\rho_a R^2 w_{тв} a_н}{3D_i c_{вх}}\int\limits_{a_{вх}/a_н}^{\tilde{a}}\frac{\dfrac{1}{\mathrm{Bi}}-1+(1-\tilde{a})^{-1/3}}{\dfrac{a_{вх}}{a_н}-\dfrac{w_{тв}a_н}{w c_{вх}}\left(\tilde{a}-\dfrac{a_{вх}}{a_н}\right)}d\tilde{a}, \qquad (8.92)$$

где w — средняя по сечению аппарата скорость газа. Интеграл в правой части (8.92) сводится к табличному; кроме того, он легко вычисляется в рамках имеющихся в настоящее время математических сред (Maple V, Mathcad, Mathematica и т.п.). Здесь решение не приводится ввиду его громоздкости.

Расчет гидравлического сопротивления ступени аппарата можно производить по критериальному уравнению [64]:

$$\mathrm{Eu}=2{,}3\,\mathrm{Re}^{-0{,}20}u^{0{,}55}(d_з/d_п)^{-0{,}16}(h/d_п)^{0{,}10}(d_с/d_п)^{-3{,}22},$$

где $\mathrm{Eu}=\Delta p/(\rho w^2)$ — число Эйлера; Δp — гидравлическое сопротивление контактной ступени аппарата; $\mathrm{Re}=\rho w d_п/\mu$ — число Рейнольдса; ρ — плотность газового потока; μ — коэффициент молеку-

лярной динамической вязкости газа; $u = G/Q$; $d_э$ — эквивалентный диаметр зерна адсорбента; $d_п$ — диаметр контактного патрубка; $d_с$ — диаметр сопла; h — высота контактного патрубка

8.3. МЕТОДЫ ИНТЕНСИФИКАЦИИ АДСОРБЦИОННЫХ ПРОЦЕССОВ

Интенсификация адсорбционных процессов обычно проводится по различным направлениям. Одним из методов интенсификации является увеличение скорости газового потока в аппаратах. Примером такого подхода является разработка процессов во взвешенном слое. Многократное увеличение скорости газового потока во взвешенном слое по сравнению с неподвижным слоем позволяет создать компактные аппараты для непрерывной очистки больших объемов газовых смесей Однако увеличение скорости приводит к интенсификации только внешнего массообмена. Для большинства же микропористых адсорбентов, особенно таких, как цеолиты, преобладающим является внутренний массообмен. Поэтому применение гранул цеолитов больших размеров (диаметр зерна 4–5 мм) приводит к резкому повышению внутридиффузионного сопротивления, и увеличение скоростей потоков свыше определенного предела в случае применения метода взвешенного слоя не оказывает существенного влияния на процесс адсорбции

Одним из перспективных направлений интенсификации адсорбционных процессов является ведение их на адсорбентах мелкой грануляции (микросферических адсорбентах). Уменьшение размеров гранул адсорбента приводит к возрастанию поверхности контакта фаз и к снижению внутридиффузионного сопротивления. Вследствие этого массообмен существенно интенсифицируется, особенно в области малых времен контакта фаз (см рис. 8 5)

В общем-то данный метод не является чем-то новым, и проблема здесь состоит в соответствующем аппаратурном оформлении процесса, поскольку в существующих аппаратах со взвешенными слоями адсорбента вести процесс на микросферических адсорбентах нецелесообразно Это связано с тем, что для устранения уноса частиц с потоком с уменьшением диаметра зерна резко понижаются допустимые скорости газового потока В работах [62, 64] исследованы аппараты непрерывного действия с центробежным разделением фаз, позволяющие осуществлять процессы на микросферических адсорбентах (цеолиты, силикагели с диаметром зерна 100–1000 мкм)

Другим путем интенсификации адсорбционных процессов является использование кристаллов цеолита без связующего, в виде тонкого порошка Такая возможность появляется в тех случаях, ког-

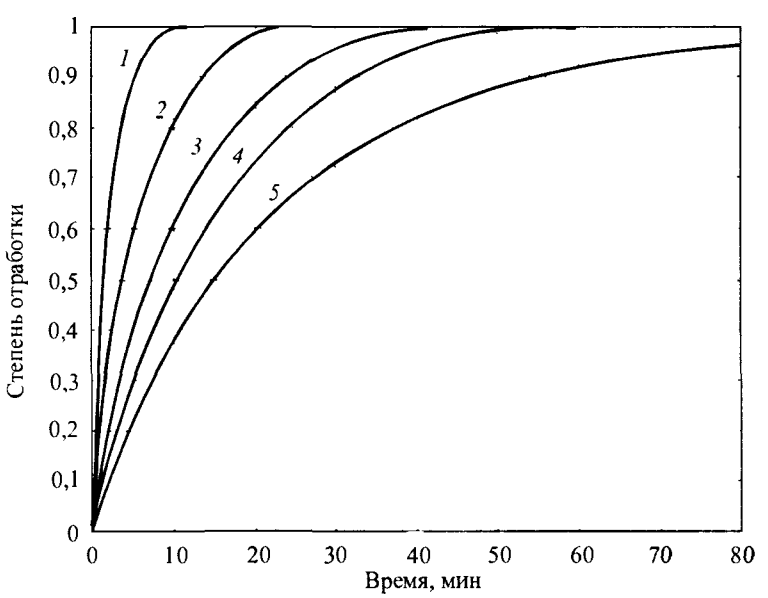


Рис. 8.6. Кинетические кривые отработки цеолита NaX *н*-гептаном
диаметр зерна (в мм) *1* — 1,07, *2* — 2,84, *3* — 3,23, *4* — 3,89, *5* — 5,02

да в технологических процессах в качестве поглотителя применяется суспензия, состоящая из жидкости-носителя и кристаллов цеолита [65] Процесс поглощения целевого компонента из газовой фазы при этом осуществляется в несколько стадий: 1) растворение поглощаемого компонента в жидкости-носителе (адсорбция); 2) подвод компонента к поверхности адсорбента; 3) селективное адсорбционное извлечение этого компонента из жидкости-носителя кристаллами цеолита.

К жидкости-носителю предъявляется ряд специфических требований, основные из которых сводятся к следующему

• эффективный диаметр молекул жидкости должен быть больше размеров входных "окон" цеолита (жидкость играет роль носителя кристаллов цеолита, не проникая непосредственно в адсорбционные ячейки цеолита);

• жидкость должна иметь высокую температуру кипения и быть устойчивой к воздействию температуры (это требование связано с предотвращением потерь за счет испарения в газовую фазу и с обеспечением условий проведения многоцикловых стадий адсорбция – десорбция).

В качестве жидкостей-носителей могут быть использованы дизельное топливо, масла и другие органические вещества.

Адсорбционный процесс на суспензиях цеолитов имеет ряд технологических преимуществ по сравнению с процессом, проводимым на гранулированных цеолитах. К их числу относятся:

• возможность оформления непрерывного адсорбционного процесса, в котором транспортирование адсорбента из десорбера в адсорбер (в замкнутом цикле) осуществляется с помощью центробежного насоса),

• полное разобщение газовых потоков в стадиях адсорбции и десорбции, что особенно важно при проведении процессов тонкой очистки газовой смеси;

• избежание потерь цеолита, обусловленных его истиранием и уносом с газовой фазой;

• отсутствие каталитической активности, обычно вызываемой наличием связующего;

• использование кристаллов цеолитов (без грануляции) в качестве поглотителя упрощает технологический процесс их производства и снижает себестоимость;

• теплота адсорбции воспринимается в основном жидкостью-носителем, и условия проведения процесса приближаются к изотермическим, следствием чего является повышение адсорбционной активности цеолита.

Наличие промежуточной фазы (жидкости-носителя) изменяет закономерности равновесия и кинетики адсорбции и десорбции. На рис. 8.7 показаны изотермы адсорбции диоксида углерода из

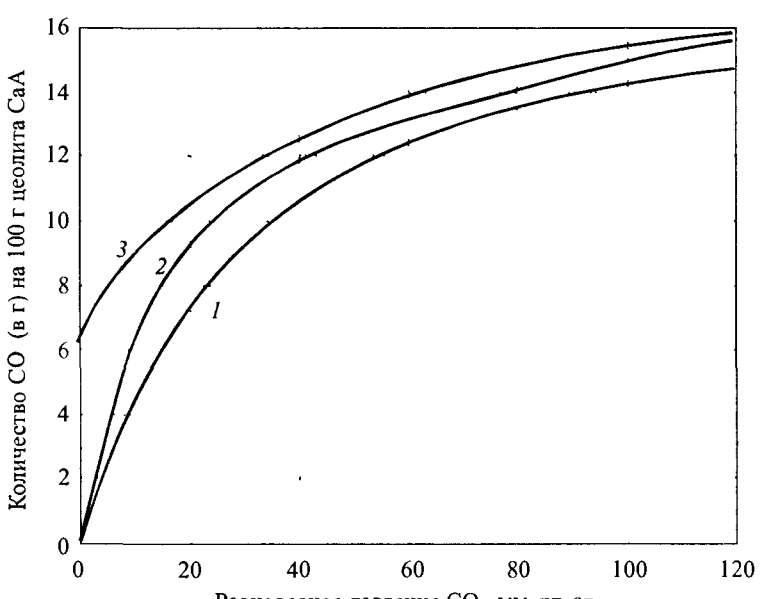


Рис. 8.7. Изотермы адсорбции диоксида углерода (при 20 °С и 0,1 МПа)
1 — на сухом цеолите, *2* — в декалине, *3* — в толуоле

смеси с воздухом суспензией цеолита, представляющей собой кристаллы цеолита CaA, взвешенные в толуоле и декалине. Здесь же для сопоставления показана изотерма адсорбции при протекании процесса на "сухом" цеолите, т.е. для случая, когда жидкость-носитель отсутствует.

Жидкости-носители имеют достаточно крупные эффективные размеры молекул, которые практически не адсорбируются цеолитом CaA. Из данных рисунка следует, что при малых концентрациях диоксида углерода адсорбционная способность цеолита в жидкой среде несколько ниже, чем при ее отсутствии. При повышении концентрации CO_2 изотермы сближаются. По-видимому, в случае суспензии цеолита сказывается влияние молекул жидкости, препятствующих поступлению молекул поглощаемого компонента в поры цеолита (блокируют входные "окна" цеолита).

Для расчета эффективности адсорбционных процессов необходимо знать кинетику процесса. На рис. 8.8 приведены кривые, характеризующие кинетику адсорбции диоксида углерода на сухом кристаллическом цеолите и на кристаллическом цеолите в среде декалина. Как видно из данных этого рисунка, на сухом кристаллическом цеолите в начале процесса адсорбция идет с большой скоростью: уже в течение первой минуты адсорбируется более 80 % адсорбтива. Затем скорость заметно снижается, и относительная величина адсорбции медленно приближается к 1. Скорость же адсорбции на кристаллическом цеолите в декалине в начальный момент времени очень мала. Вероятно, это связано с тем, что первоначально должен пройти процесс растворения CO_2 в декалине и, в какой-то степени, процесс диффузии диоксида углерода в жидкости к поверхности кристаллов цеолита. Затем скорость адсорбции возрастает, и в течение некоторого времени относительная величина адсорбции прямо пропорциональна корню квадратному из времени протекания процесса. В дальнейшем скорость адсорбции резко падает. Тем не менее, уже за 9 минут от начала процесс адсорбируется 80 % адсорбтива [65].

Как уже отмечалось, целевой компонент, прежде чем поглотиться цеолитом, должен продиффундировать в жидкости-носителе. Поэтому закономерности процесса адсорбции на суспензиях должны существенно зависеть от природы жидкости-носителя, от температуры и парциального давления поглощаемого компонента (его концентрации в газовой смеси). При этом возникает важный вопрос о возможности многократного использования суспензий цеолитов, или, выражаясь более конкретно, о возможности их регенерации.

Кинетические кривые термической десорбции диоксида углерода из сухих кристаллических цеолитов и кристаллических цеолитов, взвешенных в толуоле и декалине, представлены на рис. 8.9.

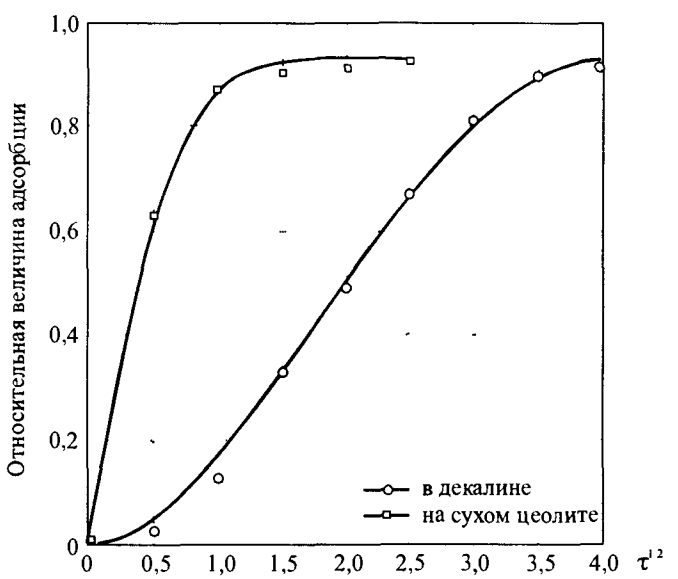


Рис. 8.8. Кинетические кривые адсорбции диоксида углерода (при 20 °С) и 0,1 МПа (время в мин)

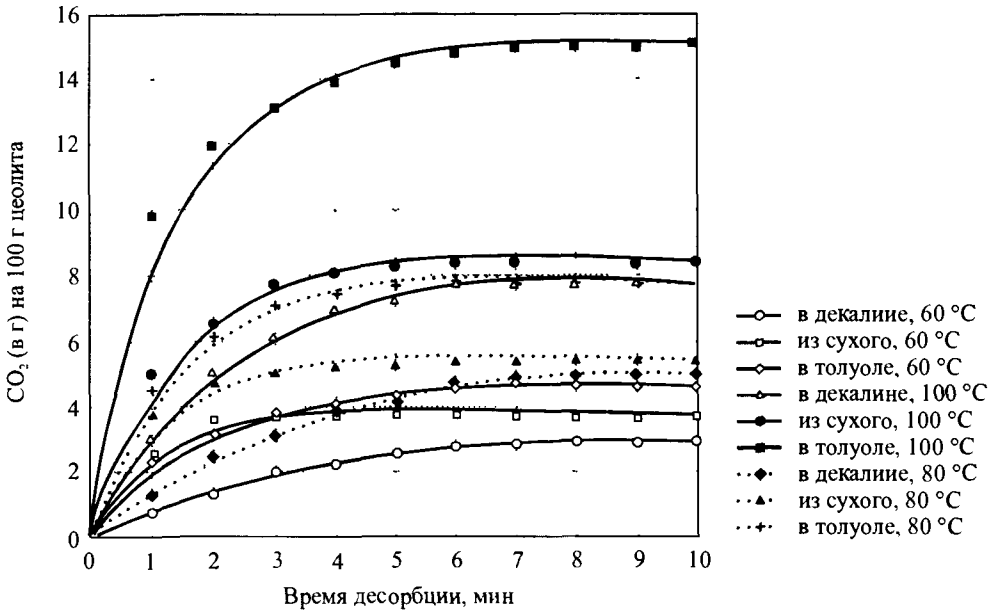


Рис. 8.9. Кинетические кривые десорбции CO_2 (при атмосферном давлении)

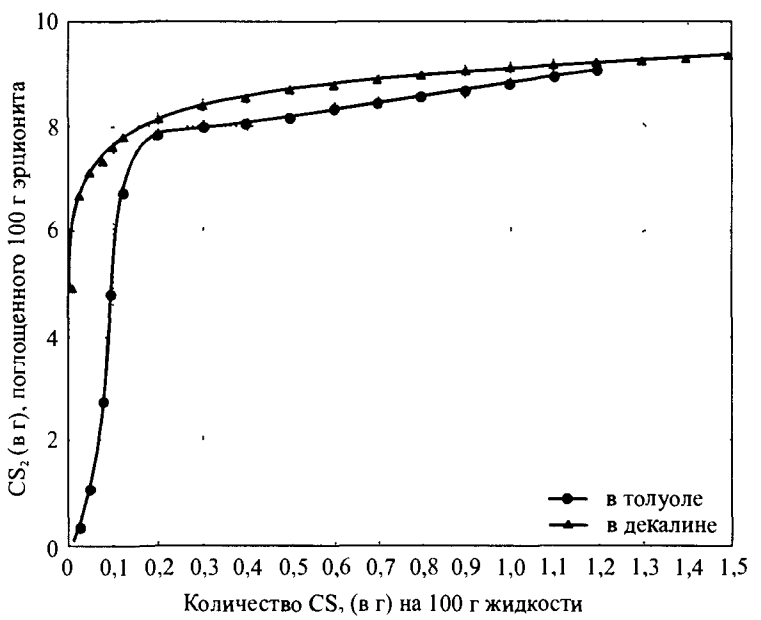


Рис. 8.10. Изотермы адсорбции CS_2 на кристаллическом эрионите в различных жидкостях-носителях

Как можно видеть из данных рис. 8.9, область высоких скоростей десорбции ограничивается несколькими минутами (примерно 4–5 мин), в течение которых выделяется основная масса CO_2 как из сухих кристаллических цеолитов, так и из их суспензий. При относительно высоких температурах количество десорбированного диоксида углерода из кристаллического цеолита в толуоле выше, чем из сухого кристаллического цеолита. Наиболее вероятной причиной такого явления можно считать резкое уменьшение растворимости CO_2 в толуоле при увеличении температуры. Причем, вероятно, эта закономерность должна проявляться при температурах, приближающихся к температуре кипения жидкости

Необходимо специально подчеркнуть, что во всех исследованных температурных режимах [65] количество десорбированного диоксида углерода из кристаллического цеолита, взвешенного в толуоле и декалине, превышают количество CO_2, десорбированного из промышленного гранулированного цеолита СаА. Большая скорость процесса десорбции CO_2 из кристаллического цеолита в органических

растворителях указывает на то, что регенерацию цеолита можно осуществлять непосредственно в жидкости-носителе (без предварительного отделения адсорбента).

Аналогичные закономерности характерны и для других компонентов газовой смеси. В качестве примера на рис. 8.10 представлены изотермы адсорбции сероуглерода (CS_2) на кристаллическом цеолите "эрионит-60", приготовленном в НИОХИМе [66], взвешенном в толуоле и декалине. Содержание цеолита в жидкости-носителе составляло 20 % (масс.).

Таким образом, изложенный выше материал показывает, что суспензии цеолитов обладают хорошей поглотительной способностью. Кроме того, следует также отметить, что адсорбционная способность суспензий цеолитов при последовательном многоцикловом процессе адсорбция – десорбция несколько снижается после первого цикла, а затем практически остается постоянной.

8.4. РЕГЕНЕРАЦИЯ АДСОРБЕНТОВ

По мере разработки адсорбционных способов очистки промышленных выбросов от вредных примесей все возрастающую роль играют процессы, связанные с восстановлением активности адсорбентов. Необходимость увеличения срока службы адсорбентов и снижения тем самым капитальных и эксплуатационных затрат на газоочистку требует изыскания эффективных способов восстановления активности адсорбентов. Многообразие конструктивных решений установок очистки и различия в условиях работы адсорбентов вызывает необходимость применения различных способов восстановления их активности (регенерации).

Основная стадия регенерации адсорбентов – десорбция (процесс обратный адсорбции). После проведения десорбции следующими стадиями регенерации адсорбента является сушка (если в качестве десорбирующего агента используется водяной насыщенный пар) и охлаждение адсорбента.

Однако в некоторых процессах газоочистки со временем происходит накопление нежелательных примесей в адсорбенте, которые приводят к частичной, а чаще всего к полной потере адсорбционной способности твердых поглотителей. Происходит "отравление" адсорбционного пространства адсорбентов. В этих случаях прибегают (периодически или непрерывно) к дополнительным стадиям регенерации, например, к высокотемпературной реактивации инертным газом или перегретым паром, к экстракции различными растворителями и т.д.

Здесь мы рассмотрим только стадии десорбции и реактивации адсорбентов. Стадии сушки и охлаждения адсорбентов подробно рассматриваются в специальной литературе; можно воспользоваться также результатами работ [67, 68].

8.4.1. ДЕСОРБЦИЯ

Десорбция является важной стадией всего адсорбционно-десорбционного цикла, в значительной степени определяющей экономику разделения и очистки газовых (или жидких) смесей. Следует также отметить, что от метода проведения десорбции часто зависит эффективность и целесообразность применения адсорбции в целом.

К числу основных методов проведения процесса десорбции, используемых при очистке промышленных выбросов, относятся:

1) термическая десорбция за счет повышения температуры слоя адсорбента (при обычных температурах 110–130 °С и повышенных температурах (высокотемпературная десорбция) 300–400 °С);

2) вытеснительная (так называемая холодная) десорбция;

3) десорбция комбинированными способами.

Применение того или иного метода ведения десорбции определяется спецификой адсорбционно-десорбционного процесса. Если, например, поглощаемый адсорбентом компонент не является пожаро- и взрывоопасным, а также не разлагается и не полимеризуется при повышенных температурах, то наиболее рациональным методом является высокотемпературная десорбция. Если поглощаемый адсорбентом компонент при высоких температурах пожаро- и взрывоопасен, разлагается или

полимеризуется, вследствие чего происходит быстрое отравление адсорбционного пространства и засорение целевого компонента продуктами распада, то применяется вытеснительная адсорбция, проводимая при 30–80 °С. Иногда десорбция осуществляется комбинированием этих способов.

В качестве десорбирующих агентов в промышленной практике используют острый насыщенный или перегретый водяной пар, пары органических веществ, а также газы, инертные в данных условиях (например, азот).

Первый метод десорбции реализуется путем нагревания слоя адсорбента при пропускании через него десорбирующего агента (насыщенный или перегретый водяной пар, горячий воздух, инертный в данных условиях газ) или контактным нагревом (через стенку) аппарата с отдувкой небольшого количества инертного газа, в результате чего происходит выделение поглощенного компонента. В обоих случаях процесс может осуществляться при атмосферном давлении, при повышенном давлении и давлении ниже атмосферного (под вакуумом). Необходимым условием при этом является наличие минимального температурного уровня, обеспечивающего быстрое удаление адсорбата.

Наиболее распространенным в настоящее время в технике рекуперации летучих растворителей является метод десорбции посредством острого водяного насыщенного пара.

В случае высокотемпературной десорбции через слой адсорбента пропускают десорбирующий агент при высокой температуре. Так, например, после осушки газового потока от паров воды (или после десорбции с помощью водяного насыщенного пара) цеолитами или силикагелями десорбция воды из них проводится продувкой горячим воздухом или перегретым паром. Для глубокой регенерации цеолитов необходимо в процессе десорбции поддерживать температуру десорбирующего агента ~ 300–400 °С.

В целом, как следует из представленного выше, закономерности десорбции зависят от многих факторов· типа адсорбента, расхода и свойств десорбирующего агента, температуры, давления и т.д. Однако, как правило, при надлежащем выборе параметров процесса десорбция происходит достаточно быстро и практически заканчивается через 10–40 мин в зависимости от температурных условий процесса и типа цеолита. В подавляющем большинстве случаев процесс десорбции протекает в периоде падающей скорости.

На рис. 8.11 приведены кривые падения скорости десорбции из цеолитов для случая давления в аппарате, равном 1333 Па (10 мм рт. ст.). Как можно видеть, скорость удаления паров воды из цеолита CaY (диаметр зерна 5 мм) примерно в 1,5–2 раза выше, чем из цеолита CaA. Из данных рисунка также следует, что скорость десорбции паров воды в данном случае незначительно зависит от наличия связующего в цеолите CaA (диаметр зерна 4 мм).

Качественная и количественная оценка применимости различных типов цеолитов для целей осушки газовых потоков проводится по изобарам адсорбции (рис. 8.12).

Интересным является тот факт, что на изобарах практически всех цеолитов имеются горизонтальные участки в интервале температур 140–200 °С. Это позволяет предположить, что в цеолитах

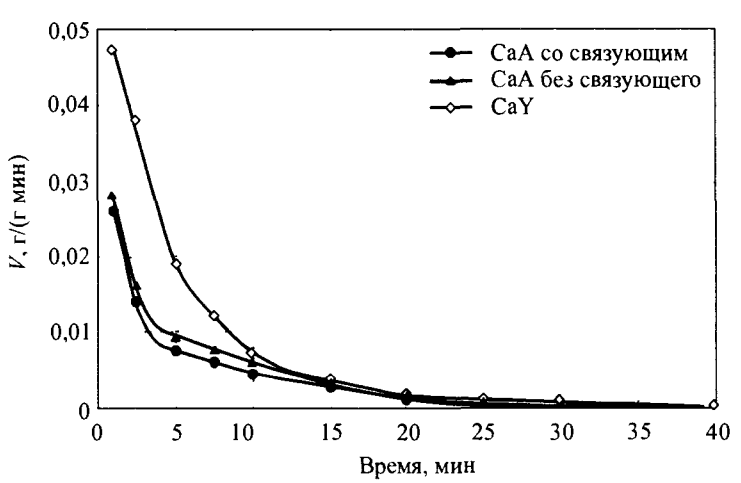


Рис. 8.11. Изменение скорости десорбции паров воды во времени

существует, как минимум, две формы влаги: адсорбционная и химически связанная. Адсорбционная влага легко удаляется при температурах до 160 °С; десорбцию химически связанной влаги необходимо проводить при $t = 300$ °С и выше.

Удаление адсорбционной влаги можно осуществлять и при более низких температурах (50–100 °С) под вакуумом. Скорость удаления адсорбционной влаги определяется градиентами двух величин — температуры и давления; скорость удаления химически связанной влаги определяется в основном градиентом температур и практически не зависит от градиента давления.

На рис. 8.12 для сравнения представлена изобара десорбции паров воды из силикагеля КСМ-6, в структуре которого в отличие от цеолитов отсутствуют катионы. Силикагель КСМ-6 (диаметр зерна 0,8–1,2 мм) также обладает хорошими десорбционными свойствами — удаление основной влаги достигается уже при 100–120 °С в течение 8–10 мин. С увеличением температуры десорбции до 200 °С увеличения десорбированной влаги практически не происходит. При более жестких температурных условиях десорбции (при 300 °С) имеет место новый количественный скачок в процессе удаления влаги. Вероятно, это связано с десорбцией определенной части химически связанной влаги. Однако в этих условиях, по-видимому, происходит разрушение кристаллической структуры силикагеля, и он частично теряет свои адсорбционные свойства.

Анализируя представленные на рис. 8.12 кривые, можно полагать, что только у силикагеля всю удаленную влагу следует отнести к адсорбционной. У цеолитов адсорбционная влага также являет-

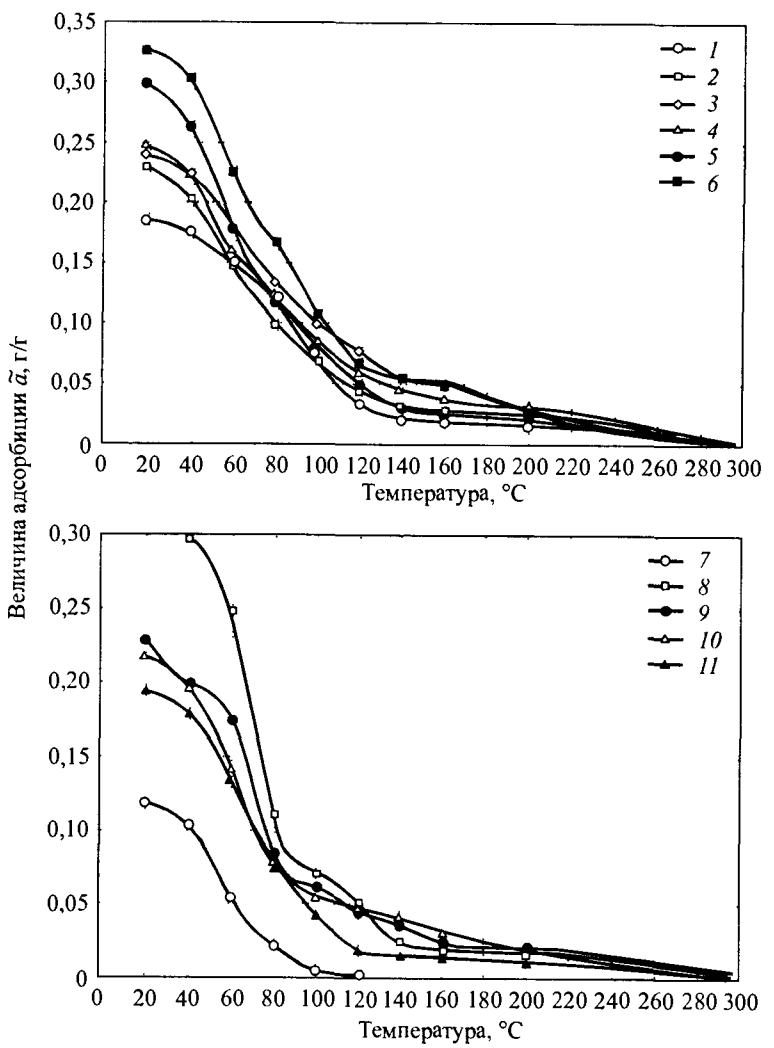


Рис. 8.12. Изобары десорбции паров воды из адсорбентов:
цеолит. *1* — CaA, *2* — NaA (без связующего); *3* — CaA (без связующего); *4* — NaX; *5* — **13X**; **6** — **CaY**; *7* — силикагель КСМ-6, *8* — NaY; *9* — А-3; *10* — F-9 (2,0–2,2 мм); *11* — F-9 (3,8–4,2 мм)

ся основной, количество трудно удаляемой влаги (химически связанной) для большинства из них составляет около 10 %, а для таких цеолитов, как CaY и CaA (без связующего), — 15–20 % от всего количества влаги.

Необходимо отметить, что из цеолитов, обладающих минимальным количеством катионов, скорость десорбции паров воды наибольшая (особенно при 100–200 °С).

Можно полагать, что имеются две сдвинутые по фазам кинетические области. Первая область отвечает легко удерживаемой "дисперсионной" влаге, удаляемой при относительно небольших температурах, а вторая – специфически адсорбционной влаге (на катионах), десорбция которой происходит при высоких температурах. В частности, при $t < 160$ °С независимо от условий проведения десорбции (под вакуумом или в присутствии газа-носителя) из цеолитов практически не выделяется "катионная" влага. Исходя из этого, процессы осушки газовых потоков следует условно подразделить на осушку газовых потоков до точки росы $t_р = -30$ °С и глубокую осушку газовых потоков до $t_р = -60$ °С. В зависимости от указанных выше требований в процессах осушки нужно рационально использовать различные типы адсорбентов.

При $t = 60 \div 200$ °С исключается десорбция воды, адсорбированной на катионах. Учитывая это обстоятельство, можно для расчета времени десорбции использовать уравнение, описывающее процесс сушки во втором периоде [69]:

$$\tau = \frac{1}{K} \ln \frac{a_н - a_р}{a - a_р}, \tag{8.93}$$

где $a_р$, $a_н$, a — равновесная, начальная и текущая абсолютные величины адсорбции, соответственно; K — коэффициент десорбции.

При определении абсолютной величины адсорбции (абсолютной влажности адсорбента) учитывается только влага, адсорбированная за счет дисперсионного взаимодействия.

Выразив уравнение (8.93) через относительную величину десорбции $\gamma = (a_н - a)/(a_н - a_р)$, получим

$$1 - \gamma = \exp(-K\tau). \tag{8.94}$$

В табл. 8.1 приведены коэффициенты десорбции K, рассчитанные при различных значениях γ на основании данных рис. 8.12 (в качестве примера представлены данные при 120 °С).

Большой практический интерес представляет расчет средних значений коэффициентов десорбции при различных температурах ведения процессов. Такие данные можно получить, если экспериментальные результаты отобразить в координатах $\ln K - f(1/T)$; для условий рис. 8.12 такое построение показало, что эту зависимость можно аппроксимировать прямой линией. Но тогда для коэффициента десорбции оказывается справедливым уравнение Аррениуса:

$$K = K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right), \tag{8.95}$$

где K_0 — предэкспоненциальный коэффициент уравнения, имеющий ту же размерность, что и K; E — энергия активации, рассчитанная при постоянных значениях относительной величины десорбции γ ($\gamma = 0{,}5$) по кинетическим кривым десорбции $\gamma = f(\tau)$:

$$E = \frac{R \ln(\tau_1 / \tau_2)}{(1/T_1) - (1/T_2)}, \tag{8.96}$$

где τ_1 и τ_2 — время десорбции при температурах T_1 и T_2 ($T_1 < T_2$) соответственно.

Для большинства цеолитов энергия активации в интервалах температур 60–200 °С изменяется мало. Средние значения E и K_0 для этого диапазона приведены в табл. 8.2.

Таким образом, знание величин E и K_0 для различных адсорбентов дает возможность определить средние значения коэффициентов десорбции K при соответствующей температуре и, следовательно, время десорбции τ.

Этот метод расчета может быть использован также при десорбции органических растворителей из углей.

Вытеснительная десорбция осуществляется путем вытеснения из адсорбента поглощенного вещества другим компонентом — вытеснителем, к которому предъявляются следующие требования:

1) хорошая сорбируемость и высокая способность замещать поглощенный компонент в адсорбенте;

2) способность активно вытеснять поглощенный компонент из адсорбента;

3) пожаро- и взрывобезопасность;

3) низкая стоимость.

В качестве компонента-вытеснителя органических веществ из адсорбента может применяться, например, вода.

Данный метод эффективно используется применительно к адсорбционным процессам, проводимым на цеолитах [70]. Повышенная адсорбционная активность цеолитов по парам воды позволяет использовать ее в качестве идеального компонента-вытеснителя.

Характерным отличием активных углей от цеолитов является их гидрофобность, вследствие чего вытеснение органических веществ из активных углей парами воды при нормальных температурах малоэффективно. Применительно к процессу вытеснения CS_2 из активного угля вытеснительная способность паров воды существенно возрастает с повышением температуры. Учитывая это, для проведения десорбции CS_2 из активных углей был предложен процесс его вытеснения паро-воздуш-

Таблица 8.1

Коэффициенты десорбции K при 120° С и различных γ

Адсорбент	Диаметр зерна, мм	Значения K [в г/(г·мин)] при γ								
		0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
Цеолит NaY (без связующего)	5,2–5,4	0,118	0,149	0,155	0,165	0,170	0,164	0,153	0,147	0,134
Цеолит NaX (без связующего)	2,5–3,0	0,172	0,149	0,179	0,177	0,178	0,176	0,174	0,169	0,168
Цеолит F-9	3,8–4,2	0,118	0,112	0,123	0,128	0,136	0,122	0,119	0,114	0,108
	2,0–2,2	0,196	0,186	0,179	0,176	0,173	0,175	0,174	0,168	0,167
Цеолит А-3	1,9–2,3	0,152	0,159	0,169	0,170	0,154	0,153	0,143	0,137	0,127
Силикагель КСМ-6	0,8–1,2	0,706	0,556	0,476	0,463	0,493	0,508	0,614	0,618	0,606

Таблица 8.2

Средние значения E и K_0 для различных адсорбентов в интервале температур 60–200 °С при γ = 0,5

Адсорбент	Диаметр зерна, мм	E, кДж/моль	K_0, г/(г·мин)
Цеолит NaY (без связующего)	5,2–5,4	19,93	73,85
Цеолит NaX (без связующего)	2,5–3,0	13,08	23,30
Цеолит А-3	1,9–2,3	15,85	21,70
Цеолит F-9	3,8–4,2	18,42	40,55
	2,0–2,2	16,14	23,15
Силикагель КСМ-6	0,8–1,2	19,26	472,00

ной смесью при t = 70–90 °С и φ = 0,3–0,5 [71,72]. Последнее требование связано с устранением капельной конденсации в процессе, которая отрицательно сказывается на механических свойствах углей СКТ.

В работе [71] приводятся результаты исследований вытеснительной десорбции CS_2 из активного угля в стационарном слое. Процесс осуществлялся в аппарате диаметром 150 мм при различных высотах слоя угля (1–3 м) парами воды, находящимися в различных газах-носителях (азоте и воздухе) Изменялись также расход, температура и влажность исходной парогазовой смеси.

Течение процесса вытеснительной десорбции контролировалось не только по результатам анализов газовоздушных проб на выходе из аппарата, но и косвенным путем по показаниям термометров, расположенных на различных высотах слоя. В связи с этим необходимо отметить, что в начале каждого опыта наблюдалось резкое нарастание температуры внутри десорбера (от нижней точки замера до верхней) до значений, превышающих на несколько градусов температуру паровоздушной смеси Этот факт свидетельствует о выделении теплоты за счет адсорбции паров воды на угле. Со временем температура по высоте слоя стабилизируется до постоянного значения (на 5–10 °С ниже температуры исходной паровоздушной смеси). В дальнейшем было установлено, что резкому повышению температуры соответствует круто восходящие участки выходных кривых десорбции CS_2 (рис. 8 13). Кроме того, выходные кривые показывают, что при всех равных условиях ведения процесса с увеличением высоты слоя активного угля максимум концентрации CS_2 в паровоздушной смеси увеличивается Проведенные расчеты количества десорбированного из угля сероуглерода указывают на то, что полнота десорбции понижается с уменьшением слоя шихты.

Полученные данные в стационарном слое угля послужили основой для проектирования полупромышленной установки непрерывного действия В работе [72] приводятся данные по вытеснительной десорбции CS_2 в аппарате с движущимся плотным слоем активного угля.

В большинстве опытов увеличение концентрации CS_2 на выходе из адсорбера происходит примерно в 40–50 раз. При этом содержание его в промышленных выбросах понижается до санитарных норм (0,05 г/м^3) уже после второй – третьей тарелок адсорбера. Примерное соответствие количества сероуглерода на выходе с газовым потоком из десорбера количеству CS_2, поглощенному углем в адсорбере, свидетельствует о значительно меньшем окислении его до H_2SO_4 в присутствии паров воды в паровоздушной смеси по сравнению с окислением, имеющим место при работе промышленных установок рекуперации сероуглерода.

Как показали экспериментальные данные, в процессе десорбции насыщение угля парами воды происходит до 20 % (масс), что указывает на отсутствие капиллярной конденсации и смачивания

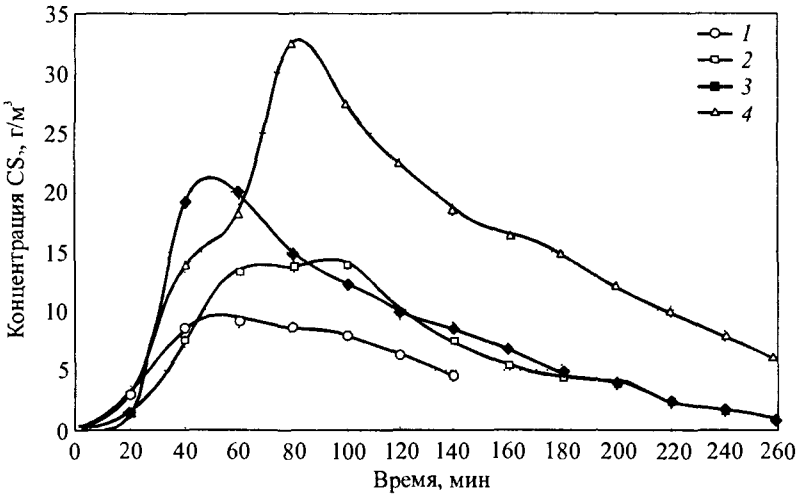


Рис. 8.13. Выходные кривые десорбции CS_2 из активного угля СКТ в стационарном слое при температуре паровоздушной смеси 90 °С и относительной влажности 45 %:
высота слоя (в м) *1* — 1,5; *2* — 2; *3* — 2,5; *4* — 3

угля (предельная величина адсорбции по парам воды на угле СКТ составляет около 37 %). В связи с этим по сравнению с условиями, существующими в промышленной установке, механическая прочность угля сохраняется практически на уровне исходной (при получении адсорбента)

Полученные положительные результаты работы опытно-промышленной установки с использованием метода вытеснительной десорбции на стадии регенерации угля позволяют надеяться, что этот метод найдет применение в промышленной практике рекуперации сероуглерода.

Как уже отмечалось, во многих процессах очистки промышленных выбросов со временем происходит "отравление" адсорбционного пространства адсорбентов нежелательными примесями. Накопившиеся вредные примеси в условиях десорбции не могут быть удалены. Тогда прибегают к *реактивации* адсорбентов. Рассмотрим некоторые методы реактивации.

8.4.2. ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНАЯ РЕАКТИВАЦИЯ АДСОРБЕНТОВ

В работе [73] проводились исследования высокотемпературной реактивации активного угля СКИ от сернистых соединений (серной кислоты, серы элементарной и серы сульфидной), накопившихся в процессе адсорбции CS_2 из газового потока

Кратко результаты этих исследований можно определить следующим образом. При температуре ниже 300 °С процесс регенерации активного угля протекает крайне медленно (рис. 8.14). При t = = 500 °С процесс реактивации угля резко ускоряется Время извлечения элементарной серы намного превышает время регенерации угля от серной кислоты и сульфатов (рис. 8.15), т.е. элементарная сера является наиболее трудно удаляемым компонентом. В связи с этим процесс регенерации углеродных сорбентов, применяемых для очистки промышленных выбросов от CS_2, достаточно контролировать по содержанию элементарной серы в угле. Отметим также, что как внешняя, так и внутренняя диффузия (при условиях исследований) не лимитирует процесс, а определяющей стадией процесса реактивации углеродных адсорбентов является собственно акт возгонки серы.

Скорость процесса в общем случае зависит от концентрации реагирующих веществ и температуры процесса и для случая убывания концентрации во времени для реакции первого порядка может быть выражена уравнением:

$$v = \frac{d\,c}{d\,\tau} = K\,c = K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) c, \qquad (8.97)$$

где K — константа скорости (зависимость K от температуры выражается уравнением Аррениуса (8 95); для элементарной серы K_0 = 1 мин$^{-1}$, E = 9,25 кДж/моль).

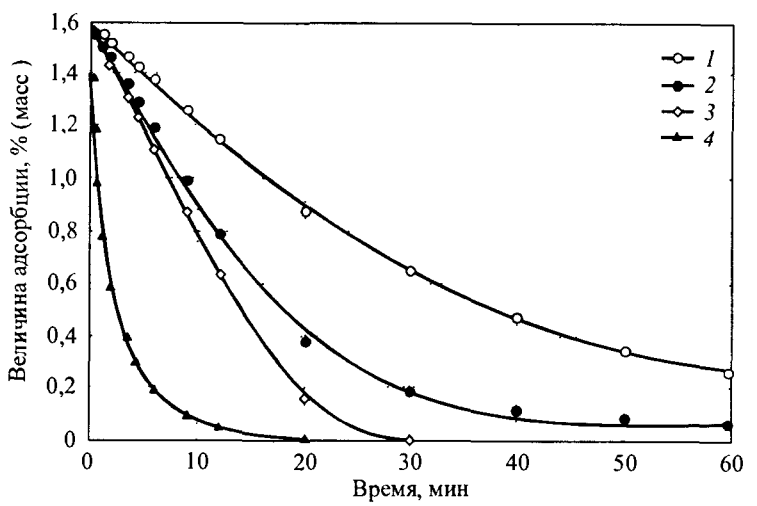


Рис. 8.14. Кинетические кривые реактивации угля СКТД-1 (по элементарной сере) при расходе инертного газа V = 1,5 10^{-3} м^3/мин и t, °С· *1* — 300, *2* — 375, *3* — 400, *4* — 500

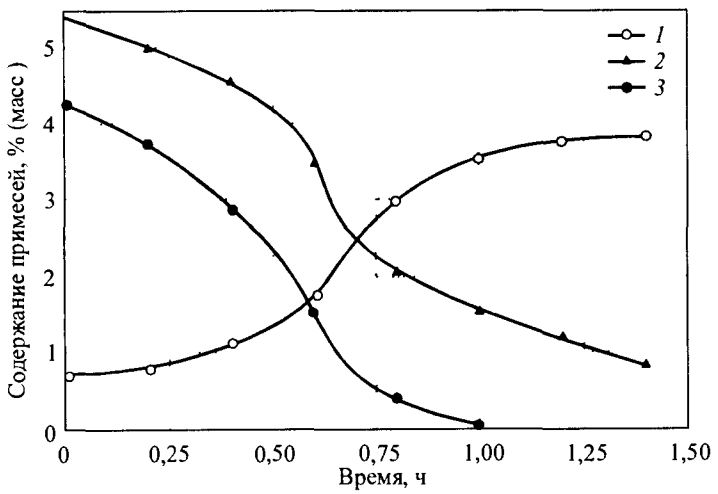


Рис. 8.15. Изменение содержания примесей в угле во времени при t = 340 °С и влияние их на активность угля по CS_2
1 — активность (величина адсорбции), *2* — содержание элементарной серы в угле, *3* — содержание H_2SO_4 в угле

Уравнение (8.97) позволяет определить периодичность стадии реактивации (для установок с неподвижным слоем угля) либо количество угля, отводимое на реактивацию для установок с кипящим слоем угля.

При математическом описании процесса реактивации углеродных адсорбентов в промышленном аппарате используют допущения, аналогичные рассмотренным ранее, и обусловленные малыми размерами зерен адсорбента:

1) сернистые соединения в зерне адсорбента в основном находятся в переходных порах и макропорах;

2) градиент температуры по радиусу зерна отсутствует;

3) температура зерен и концентрация сернистых примесей в угле не зависят от пространственных координат

При этих допущениях, например, процессы в кипящем слое описываются системой одномерных уравнений полного вытеснения паровой фазы и однородной системой смешения по твердой фазе. Температура паровой фазы определяется не только временем τ, но и расстоянием h от входа в реактиватор. При допущении, что эта температура $t(\tau, H)$ на выходе из реактиватора равна температуре твердой фазы $t_{тв}$ (разница составляет 3–5 °С), уравнение теплового баланса аппарата объемом $V_р$ можно записать в виде

$$c_{тв}(1-\varepsilon)\,dt_{тв}/d\tau = -G_{тв}c_{тв}(t_{тв}-t_{у0}) + \alpha F(t_{ст}-t_{тв}) + G_{п}c_{п}(t_0-t_{тв}) - Q_{р}v(1-\varepsilon)V_{р}, \qquad (8.98)$$

где v — скорость реакции; $c_{тв}$, $c_{п}$ — удельная теплоемкость угля и перегретого пара соответственно; $t_{ст}$, $t_{у0}$, t_0 — температура поверхности аппарата и входящего в аппарат угля и пара соответственно; F – площадь наружной поверхности аппарата; α — коэффициент теплоотдачи от поверхности реактора к углю; $G_{п}$, $G_{тв}$ — расход перегретого пара и угля соответственно; $Q_{р}$ — теплота десорбции (учитывается теплота десорбции H_2SO_4 и возгонки серы); ε — порозность угля.

Изменение концентрации элементарной серы в единице объема

$$\frac{dc}{d\tau} = \frac{G_{тв}}{(1-\varepsilon)V_{р}}(c_0 - c) - K_0 \exp\left(-\frac{E}{R(t_{тв}+273)}\right)c, \qquad (8.99)$$

где c_0 — концентрация сернистых примесей, поступающих в реактиватор с активным углем.

Удельная теплота реакции зависит от температуры твердой фазы:

$$Q_р = m + n(t_{тв} - \gamma)^2, \qquad (8.100)$$

где m, n и γ — постоянные коэффициенты.

Система нелинейных обыкновенных дифференциальных уравнений первого порядка (8.97) – (8.100) легко решается численно в рамках математических сред Maple V, Mathcad и Mathematica (при наличии кинетических характеристик и теплофизических свойств компонентов системы). Результаты решения позволяют выявить статические и динамические характеристики процесса.

8.4.3. ЭКСТРАКЦИОННЫЙ МЕТОД РЕАКТИВАЦИИ АДСОРБЕНТОВ

В НИИОгазе было предложено [74] выполнять регенерацию угля от элементарной серы методом экстракции. Показана перспективность применения для этих целей нетоксичных и негорючих экстрагентов: трихлорэтана (ТХЭ) и перхлорэтана (ПХЭ).

Извлечение элементарной серы из активных углей с развитой пористой структурой определяется в основном внутридиффузионным сопротивлением, а скорость экстрагирования описывается уравнением, характерным для реакции второго порядка:

$$\frac{dq}{d\tau} = -\beta q(c_н - c), \qquad (8.101)$$

где β — коэффициент массопередачи; c и $c_н$ — содержание серы в растворе и концентрация насыщения соответственно; q — содержание серы в угле.

При экстрагировании сернистых соединений из активных углей органическими растворителями ТХЭ и ПХЭ практически независимо от условий опыта концентрация насыщения значительно превышает текущую концентрацию ($c_н >> c$) [75], поэтому уравнение кинетики, позволяющее рассчитать содержание серы в угле в любом сечении аппарата, имеет вид:

$$\frac{dq}{d\tau} = -\beta\frac{c_н}{(1-\varepsilon)\rho_{тв}}q, \qquad (8.102)$$

где $\rho_{тв}$ — плотность твердой фазы.

Входящая в уравнение (8.102) концентрация насыщения серы $c_н$ является функцией температуры $t_{тв}$.

Уравнение (8.102) можно представить в виде:

$$\frac{dq}{d\tau} = -\frac{K}{(1-\varepsilon)\rho_{тв}}q, \qquad (8.103)$$

где K — константа скорости экстракции. Как показали исследования, эта величина зависит от среднего фракционного состава частиц адсорбента и от типа экстрагента [73]:

$$K = A\,d^n, \qquad (8.104)$$

где d — средний диаметр частиц; A и n — постоянные (для углей марки АРТ A = 25,2 и 1,41, а n = 1,5 и 1,0 для растворителей перхлорэтилена и трихлорэтилена соответственно).

При расчете остаточного содержания серы в угле в любом сечении аппарата необходимо знать распределение температуры активного угля $t_{тв}$ по высоте слоя h.

В результате экспериментального исследования процесса экстрагирования по динамическим характеристикам процесса установлено [74], что временем установления стационарного распределе-

ния температур по высоте слоя угля в реакторе по сравнению с длительностью процесса экстракции можно пренебречь.

Оценка статей расхода теплоты в энергетическом балансе показала, что расход теплоты на растворение и экстракцию серы не превышает 10 % от общего расхода теплоты даже при большом содержании серы в угле [q > 80 % (масс.)]. Поэтому, приняв допущение, что процесс теплопередачи соответствует модели полного вытеснения, распределение температуры по высоте слоя угля получаем из следующих уравнений [73]:

$$\begin{cases} \alpha_{ж\,тв}\dfrac{S_0}{S(1-\varepsilon)c_{тв}\rho_{тв}}(t_ж - t_{тв}) - \alpha\dfrac{2\pi R}{S(1-\varepsilon)c_{тв}\rho_{тв}}(t_{тв} - t_{ст}) = 0; \\ \dfrac{\partial t_ж}{\partial h} = -\alpha_{ж\,тв}\dfrac{S_0 w}{\rho c \rho_ж}(t_ж - t_{тв}), \end{cases} \tag{8.105}$$

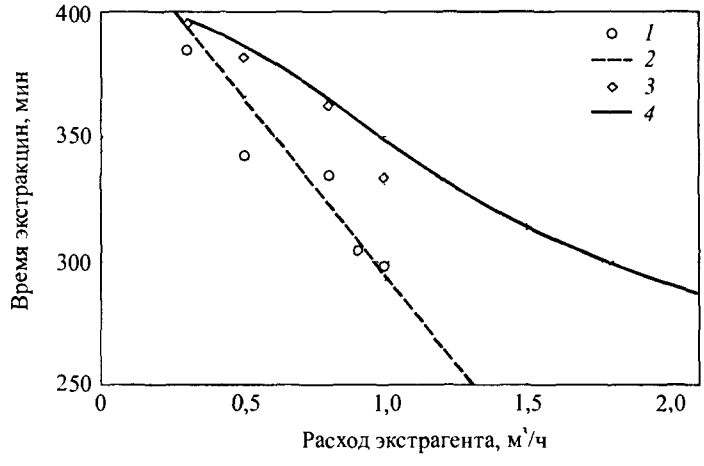


Рис. 8.16. Зависимость времени экстракции от изменения параметров технологического режима:
1 и *2* — $t_ж$ = 50 °С; $t_{ст}$ = 15 °С; *3* и *4* — $t_ж$ = 85 °С; $t_{ст}$ = 15 °С (сплошные линии — расчетные, точки – экспериментальные данные)

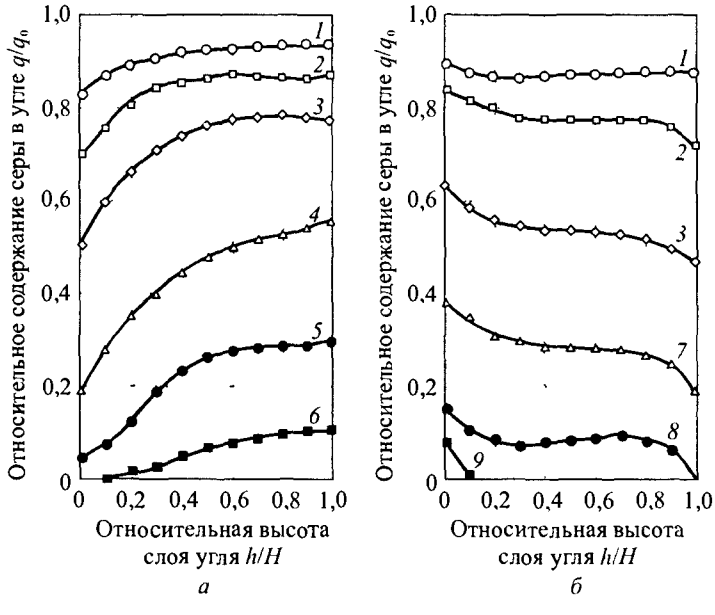


Рис. 8.17. Распределение элементарной серы по высоте регенерируемого слоя угля и во времени:
а — $t_ж$ = 120 °С, V = 7,5 м³/ч, $t_{ст}$ = 25 °С; *б* — $t_ж$ = 110 °С, V = 5,0 м³/ч, $t_{ст}$ = 135 °С; время (в мин): *1* — 2,5; *2* — 5; *3* — 10; *4* — 25; *5* — 50; *6* — 100; *7* — 20; *8* — 30; *9* — 60

где помимо ранее определенных обозначений $c_ж$, $\rho_ж$ — удельная теплоемкость и плотность жидкой фазы соответственно; $\alpha_{ж\,тв}$ — коэффициент теплоотдачи от жидкости к слою угля; $t_ж$ — температура жидкости; S и R — площадь поперечного сечения и радиус аппарата; S_0 — поверхность теплообмена между жидкостью и гранулами угля; w — скорость фильтрования экстрагента через слой угля.

В качестве иллюстрации использования математической модели (8.102)–(8.105) на рис. 8.16 представлены результаты расчета времени экстракции; здесь же показаны экспериментальные значения τ.

Результаты расчетов для наиболее характерных режимов приведены на рис. 8.17 (начальные условия указаны на рисунке). Расчет распределения $q(\tau, h)$ проведен с учетом ограничений, наложенных теплофизическими свойствами применяемых веществ. Наименьшая температура слоя угля определяется, исходя из зависимости коэффициента объемного расширения элементарной серы, находящейся в порах угля, от температуры. В области 96–110 °С коэффициент объемного расширения серы резко возрастает, и проведение экстракции в этом температурном диапазоне приводит к быстрому износу активного угля. Проведение экстракции при температурах ниже 96 °С нецелесообразно по технологическим соображениям, поскольку конверсия H_2S происходит при 135 °С. Увеличение температуры процесса экстрагирования ограничено температурой кипения экстрагента — перхлорэтана, равной 121,2 °С. Кривая зависимости равновесной растворимости серы $c_н$ от температуры в интервале 100–121 °С аппроксимирована квадратичной параболой

$$c_н = 3261{,}3 - 72t_{тв} + 0{,}4\,t_{тв}^2.$$

Из рис. 8.17 следует, что происходит послойная отработка гранул активного угля, причем длительность процесса существенно зависит от режима экстракции.

Глава 9.
ОЧИСТКА ГАЗОВЫХ ПОТОКОВ ОТ ПРИМЕСЕЙ МЕТОДОМ АБСОРБЦИИ

Абсорбционная очистка вредных газовых выбросов промышленных предприятий применяется как для извлечения ценных компонентов из газового потока и возврата их снова в технологический процесс для повторного использования, так и для удаления из газового потока токсичных веществ с целью санитарной очистки газов. Целесообразно использовать абсорбционную очистку, когда концентрация целевого компонента в газовом потоке достаточно велика: свыше 1 % (об.).

Абсорбция — процесс избирательного поглощения одного или нескольких компонентов из газовых смесей жидкими поглотителями. Газовую фазу, в которой находится компонент, подлежащий удалению, называют газом-носителем, поглощаемый компонент — *абсорбтивом*, а жидкий поглотитель — *абсорбентом*.

Различают физическую абсорбцию и химическую абсорбцию (*хемосорбцию*).

При физической абсорбции молекулы абсорбтива не вступают с молекулами абсорбента в химическое взаимодействие, т.е. процесс поглощения целевого компонента жидким поглотителем не сопровождается химической реакцией. При этом над раствором существует определенное равновесное давление компонента, и до тех пор, пока парциальное давление компонента в газовой фазе выше равновесного давления над раствором, процесс поглощения продолжается: достаточно полное извлечение компонента из газового потока возможно только при противотоке и подаче в многоступенчатый абсорбер чистого абсорбента.

При химической абсорбции молекулы абсорбтива вступают в химическое взаимодействие с молекулами активного компонента абсорбента, образуя новое химическое соединение. При этом равновесное давление компонента над раствором ничтожно мало по сравнению с физической абсорбцией и возможно полное его извлечение из газовой фазы.

Однако разделение процесса поглощения на физическую и химическую абсорбцию следует считать условным: процесс поглощения, сопровождающийся относительно сильным физическим взаимодействием молекул абсорбтива с молекулами абсорбента, близок к процессу поглощения, сопровождающемуся слабой химической реакцией.

Сочетание абсорбции с десорбцией позволяет многократно использовать практически без потерь жидкий поглотитель в замкнутом контуре абсорбер – десорбер – абсорбер (круговой процесс) и выделять поглощаемый компонент в чистом виде.

9.1. ПРОМЫШЛЕННЫЕ АБСОРБЕНТЫ. О СТАТИКЕ АБСОРБЦИОННЫХ ПРОЦЕССОВ

В качестве абсорбента в принципе может быть использована любая жидкость, в которой растворим извлекаемый из газового потока компонент. Однако промышленные абсорбенты, применяемые в непрерывных процессах очистки газовых потоков, должны удовлетворять ряду требований:

1) обладать достаточно высокой поглотительной способностью;
2) обладать высокой селективностью по отношению к извлекаемому компоненту;
3) иметь возможно меньшую летучесть;
4) обладать хорошими кинетическими свойствами;
5) обладать хорошей способностью к регенерации;
6) обладать термохимической устойчивостью;
7) не оказывать значительного коррозионного воздействия на аппаратуру;
8) иметь низкую стоимость и быть доступными в промышленных масштабах.

Кроме того, в случае физической абсорбции абсорбент должен быть химически инертным по отношению к компонентам разделяемой смеси.

Первое требование приводит к уменьшению расхода абсорбента, а следовательно, к уменьшению расходов энергии на транспортировку жидкой фазы и на регенерацию абсорбента.

Второе требование обеспечивает возможность более полного разделения смеси газа. При осуществлении процесса абсорбции парциальное давление паров абсорбента должно быть невелико во избежание потерь поглотителя, в связи с чем необходимо выполнение третьего требования.

Выполнение четвертого требования приводит к снижению высоты абсорбера.

Пятое требование, при условии легкой регенерации абсорбента, приводит к сокращению времени регенерации и расходов теплоносителя. Абсорбент при этом должен иметь достаточно высокую температуру кипения, чтобы предотвратить потери его за счет испарения при проведении стадии регенерации. Температура кипения абсорбента должна быть выше 150 °С. В промышленной практике хорошо зарекомендовали себя абсорбенты, температура кипения которых равна 170–200 °С.

От выполнения шестого требования зависит продолжительность использования абсорбента в круговых процессах. Поэтому при выборе абсорбента необходимо учитывать даже медленно протекающие побочные реакции (взаимодействие с компонентами газового потока, гидролиз и др.) в условиях непрерывного чередования стадий абсорбции и регенерации абсорбента.

При прочих близких физико-химических свойствах предпочтение отдается абсорбенту с низкой вязкостью, которая оказывает влияние на интенсивность процессов массо- и теплообмена, а следовательно, и на габариты абсорбера и десорбера (регенератора). Кроме того, уменьшение вязкости приводит к снижению расхода энергии на перемещение жидкого поглотителя.

Необходимо отметить, что нет универсального абсорбента, который удовлетворял бы всем перечисленным выше требованиям. Поэтому в каждом конкретном случае выбирают абсорбент, наиболее полно удовлетворяющий ряду основных требований. Наиболее предпочтительны абсорбенты, с помощью которых процесс поглощения компонента из газовой фазы осуществляется путем физической абсорбции либо путем хемосорбции с обратимой реакцией в жидкой фазе.

При физической абсорбции обычно используют широко распространенный абсорбент — воду, а также органические растворители — неэлектролиты, не реагирующие с целевым компонентом, и их водные растворы. Применение воды особенно целесообразно для очистки больших объемов отходящих газов низкого давления, поскольку на крупных установках трудно избежать потерь жидкого поглотителя, а вода является дешевым и доступным абсорбентом.

При химической абсорбции в качестве абсорбентов используют водные растворы моноэтаноламина, диэтаноламина, аммиака, растворы карбоната натрия и калия, трикалийфосфата и др. Молекулы целевого компонента, растворенного в жидкости, вступают в реакцию с молекулами активного компонента абсорбента. Большинство реакций являются экзотермическими и обратимыми, благодаря чему при повышение температуры жидкости образующееся химическое соединение разлагается с выделением исходных компонентов.

Одним из критериев выбора абсорбента является растворимость поглощаемого компонента, которая определяется условием равновесия компонента в жидкой и газовой фазах. Содержание целевого компонента в жидкости зависит не только от физико-химических свойств компонента и жидкости, но также от температуры, давления и содержания целевого компонента в газовой фазе.

При взаимодействии двух фаз в соответствии со вторым законом термодинамики их состояние изменяется в направлении достижения равновесия, которое характеризуется равенством температур и давлений фаз, а также равенством химических потенциалов каждого компонента в сосуществующих фазах. Движущей силой процесса переноса какого-либо компонента из одной фазы в другую является разность химических потенциалов этого компонента во взаимодействующих фазах. Переход компонента происходит в направлении убывания химического потенциала.

Поскольку химические потенциалы компонентов неидеальных смесей являются сложными функциями состава при анализе процессов массопередачи обычно рассматривают изменение не химических потенциалов, а концентраций компонентов. Это оправдывается тем, что концентрации ком-

понентов поддаются непосредственному определению и чаще всего рассматриваются как параметры состояния двух- и многокомпонентных систем.

В соответствии с изложенным, в качестве движущей силы переноса произвольного компонента i из объема фазы к границе раздела или в обратном направлении принимается разность концентраций этого компонента на границе раздела фаз и в объеме рассматриваемой фазы. Если, например, концентрацию компонента i в объеме отдающей фазы обозначить через y_i, в объеме принимающей фазы — через x_i, а на границе раздела фаз — через $y_i^г$ и $x_i^г$ соответственно, то движущая сила процесса переноса в отдающей фазе равна разности $y_i - y_i^г$, а в принимающей фазе — разности $x_i^г - x_i$. Согласно правилу линейности, поток вещества i можно представить следующим образом:

$$J_i = \beta_y(y_i - y_i^г) = \beta_x(x_i^г - x_i), \tag{9.1}$$

где β_y и β_x — коэффициенты массоотдачи, т.е. величины, характеризующие кинетику переноса в отдающей и принимающей фазах соответственно.

Уравнения (9.1) выражают тот очевидный факт, что поток любого компонента в отдающей и принимающей фазах одинаков. Коэффициенты массоотдачи определяют поток рассматриваемого вещества в одной из фаз через единичную площадь поперечного сечения при движущей силе, равной единице. Количество вещества, переносимого за время τ через поверхность контакта фаз F, определяется выражениями:

$$M_i = J_i F\tau = \beta_y F(y_i - y_i^г)\tau = \beta_x F(x_i^г - x_i)\tau. \tag{9.2}$$

Сложность анализа процесса массопередачи, особенно в системах с подвижной поверхностью раздела фаз, состоит в том, что точно неизвестны ни величина поверхности раздела фаз, ни значения $x_i^г$ и $y_i^г$. Поэтому в качестве движущей силы процесса массопередачи принимают разность концентраций рассматриваемого компонента i в отдающей фазе y_i и его концентрации $y_i^р$, отвечающей равновесию с принимающей фазой, в которой концентрация компонента i равна x_i. Аналогичным образом можно определить движущуюся силу процесса массопередачи через разность концентраций, отнесенную к принимающей фазе, $x_i^р - x_i$, где $x_i^р$ — концентрация компонента i в принимающей фазе при ее равновесии с отдающей фазой состава y_i. В соответствии с этим поток компонента i выражается соотношениями:

$$J_i = K_x(x_i^р - x_i) = K_y(y_i - y_i^р), \tag{9.3}$$

где K_x и K_y — общие коэффициенты массопередачи, рассчитанные по разности концентраций переносимого компонента, отнесенного к отдающей и принимающей фазам соответственно.

Каждый из коэффициентов массоотдачи характеризует кинетику переноса в отдельной фазе и зависит от ее физических свойств и гидродинамической обстановки в этой фазе. Коэффициенты массопередачи характеризуют кинетику переноса рассматриваемого компонента из отдающей фазы в принимающую, т.е. во всей системе в целом. Величины, обратные коэффициентам массоотдачи, имеют смысл сопротивления переносу вещества в соответствующих фазах и называются фазовыми сопротивлениями массоотдачи. В отличие от процессов теплопередачи, для которых термические сопротивления суммируются, в процессах массопередачи подобное правило аддитивности не работает, и относительный вклад фазовых сопротивлений в общее сопротивление зависит от условий фазового равновесия.

Если принять, как это делается обычно, что на границе раздела фазы находятся в равновесии, то можно написать:

$$y_i^г = \psi_i x_i^г; \quad y_i^р = \psi_i x_i; \quad y_i = \psi_i x_i^р, \tag{9.4}$$

где ψ_i — константа равновесия (распределения) компонента i.

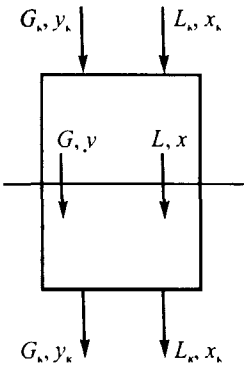


Рис. 9.1. Схема материальных потоков при непрерывном прямотоке фаз

Равновесие при физической абсорбции можно выразить с помощью закона Генри в области малых концентраций компонента либо представить на основании экспериментальных данных в области больших концентраций компонента.

Растворы хемосорбентов во многих случаях являются сильными или слабыми электролитами, к которым неприменимы уравнения теории разбавленных растворов, используемые при физической абсорбции. При химической абсорбции равновесие в системе газ – жидкость отражается совокупностью физического равновесия газ – жидкость и химического равновесия растворенный компонент — хемосорбент.

При расчете абсорбционного процесса обычно должны быть известны расход очищаемого газа, содержание в нем целевого компонента $y_н$, технологические параметры (температура, давление) и требования, предъявляемые к очищенному газу (концентрация целевого компонента в газовой фазе на выходе из аппарата $y_к$ или степень извлечения). Начальная концентрация целевого компонента в жидкости $x_н$ принимается равной нулю либо минимальной (после регенерации жидкости-поглотителя). Расходы газовой G и жидкой L фаз принимаются постоянными.

Выбирают соответствующий абсорбент. Строят равновесную линию процесса абсорбции в координатах $y - x$ (y — концентрация целевого компонента в газовой фазе, x — концентрация целевого компонента в жидкой фазе) и рабочую линию процесса. При построении рабочей линии используются понятия минимального расхода абсорбента и коэффициента избытка абсорбента. Рассмотрим эти понятия подробнее.

При непрерывном прямотоке взаимодействующие фазы движутся в одном направлении, и по пути их следования происходит процесс массообмена (рис. 9.1). Для бесконечно малого пути, на котором составы материальных потоков изменяются на dy и dx, справедливы уравнения материального баланса (рис. 9.1)

$$dG = -dL; \quad d(Gy) = -d(Lx), \tag{9.5}$$

означающие, что убыль количества вещества в одной фазе равна увеличению его количества в другой фазе. Интегрирование этих уравнений в пределах изменения переменных от их значений на входе до значений на выходе из аппарата дает:

$$G_к - G_н = L_н - L_к;$$

$$G_к y_к - G_н y_н = L_н x_н - L_к x_к$$

или

$$G_н + L_н = G_к + L_к, \quad G_н y_н + L_н x_н = G_к y_к + L_к x_к.$$

Исходя из уравнений (9.5), нетрудно получить соотношение, описывающее изменение составов материальных потоков по длине аппарата. Интегрирование в пределах от начальных значений, входящих в это соотношение величин до их значений в произвольном сечении аппарата G, L, y и x дает:

$$G_н + L_н = G + L = \text{const}; \qquad Gy + Lx = G_н y_н + L_н x_н = \text{const}. \tag{9.6}$$

Соотношения (9.6) означают, что общее количество вещества, а также количество произвольного компонента по всей длине аппарата остаются неизменными. Происходит лишь перераспределение компонента между фазами. Если способ выражения составов выбрать так, чтобы величины G и L изменялись мало по длине, то из уравнения (9.6) получается соотношение

$$y = y_н - \frac{L}{G}(x - x_н). \tag{9.7}$$

Соотношение (9.7) называется уравнением рабочей линии. Оно выражает связь составов взаимодействующих фаз в произвольном сечении аппарата. При L/G = const рабочая линия — прямая, т.е. составы взаимодействующих фаз находятся в линейной зависимости. При $L/G \neq$ const зависимость $y = f(x)$ отклоняется от линейной.

В реальных процессах массопереноса равновесие между фазами при прямотоке не достигается. Отклонение показателей реального процесса от идеального учитывают величиной

$$\eta_y = \frac{y_н - y_к}{y_н - y_к^р} \quad \text{или} \quad \eta_x = \frac{x_к - x_н}{x_к^р - x_н},$$

выражающий отношение количества компонента, переданного из одной фазы в другую в реальном процессе, к количеству, которое было бы передано при достижении фазового равновесия.

Условия материальных балансов при противотоке фаз для произвольного сечения аппарата выражаются соотношениями (рис. 9.2)

$$dG = dL; \quad d(Gy) = d(Lx),$$

интегрирование которых для произвольного сечения аппарата дает:

$$G_н - L_к = G_к - L_н = G - L$$

и

$$G_н y_н - L_к x_к = G_к y_к - L_н x_н = Gy - Lx. \tag{9.8}$$

Если величины G и L мало изменяются по длине аппарата, то

$$y = y_н + \frac{L}{G}(x - x_к) = y_к + \frac{L}{G}(x - x_н). \tag{9.9}$$

Это уравнение рабочей линии для процесса непрерывного противоточного массообмена. Оно аналогично по форме уравнению рабочей линии процесса прямоточного массообмена (9.7), но от-

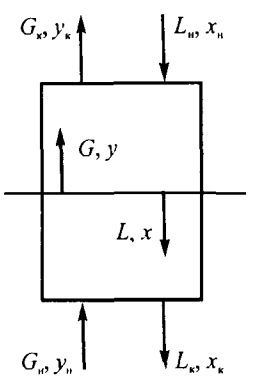


Рис. 9.2. Схема материальных потоков при непрерывном противотоке фаз

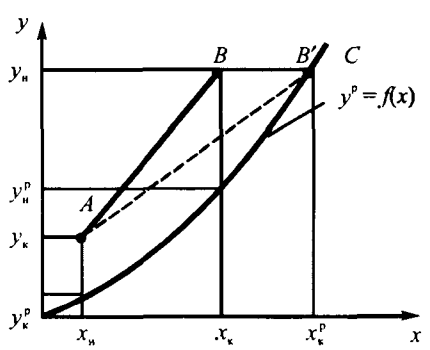


Рис. 9.3. К определению минимального расхода абсорбента

личается от него знаком перед величиной $(L/G)(x - x_н)$, зависящей от отношения расходов взаимодействующих фаз. Эта связь для условий $G_н \approx G_к$ и $L_н \approx L_к$ вытекает из (9.8)

$$\frac{L}{G} = \frac{y_н - y_к}{x_к - x_н}.$$

В идеальном случае на одном из концов аппарата между фазами устанавливается равновесие. Пусть, например, фаза состава $x_к$ на выходе из аппарата достигает состояния равновесия с потоком состава $y_н$. При этом достигается максимально возможное значение $x_к$. При заданных исходных составах фаз $x_н$ и $y_н$ и составе одного из продуктов разделения $y_к$ отношение L/G убывает с увеличением $x_к$. Очевидно, что минимально возможное значение L/G получается при наибольшем возможном значении $x_к$, которое отвечает условию фазового равновесия с потоком состава $y_н$. Это наглядно иллюстрируется на рис. 9.3. Точка A соответствует составам материальных потоков $x_н$ и $y_к$, которые полагаются заданными. Горизонтальная линия BB' с ординатой $y_н$ определяет геометрическое место точек, соответствующих возможным составам $x_к$ фазы, выходящей из аппарата. С уменьшением тангенса угла наклона рабочей линии AB, равного отношению L/G, точка пересечения ее с линией $y = y_н$ приближается к точке B' на кривой равновесия $y^р = f(x)$. Следовательно, минимальное отношение L/G определяется углом наклона линии AB' и составляет

$$L_{мин} = G\frac{y_н - y_к}{x_к^р - x_н}. \qquad (9.10)$$

Зная минимальный расход абсорбента, рассчитывают его необходимый расход:

$$L = k\beta L_{мин}, \qquad (9.11)$$

где $k\beta$ — коэффициент избытка абсорбента (обычно $k\beta = 1{,}2$).

После этого, используя уравнение материального баланса абсорбера (9.8), при известном L определяют концентрацию целевого компонента в жидкой фазе $x_к$ и строят рабочую линию процесса абсорбции (линия AB на рис. 9.3).

9.2. ЭЛЕМЕНТЫ КИНЕТИКИ АБСОРБЦИОННЫХ ПРОЦЕССОВ

Процесс массопереноса можно подразделить на три стадии: перенос целевого компонента к поверхности раздела фаз; растворение или поглощение молекул газа в поверхностном слое второй фазы; переход молекул из поверхностного слоя в ядро второй фазы.

Первая стадия происходит под действием разности концентраций в первой фазе и в соответствии с выражением (9.2) описывается уравнением

$$M = \beta_y F(y - y^г)\,\tau. \qquad (9.12)$$

Третья стадия осуществляется также под действием разности концентраций. Поэтому

$$M = \beta_x(x^г - x)\,\tau. \qquad (9.12а)$$

Выразим из этих уравнений движущие силы стадий, используя соотношения (9.4),

$$y - y^г = y - \psi x^г = M/(\beta_y F\,\tau);$$

$$\psi(x^г - x) = \psi x^г - \psi x = \psi M/(\beta_x F\,\tau).$$

Суммирование с учетом выражений (9.4) дает:

$$y - \psi x = y - y^p = \frac{M}{F\tau}\left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{\psi}{\beta_x}\right),$$

откуда получаем

$$M = \frac{y - y^p}{1/\beta_y + \psi/\beta_x} F\tau = K_y (y - y^p) F\tau,$$

т.е.

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{\psi}{\beta_x}. \qquad (9.13)$$

Аналогичным образом получается выражение

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{\psi\beta_y}. \qquad (9.14)$$

Если $\psi > 1$ (т.е. при равновесии $y > x$), то возрастает относительный вклад сопротивление массоотдачи в фазе, состав которой обозначен через x. Если же $\psi < 1$, то возрастает относительный вклад сопротивления массоотдачи в фазе, состав которой обозначен через y.

Из равенств (9.1) следует, что, чем больше коэффициент массоотдачи, тем меньше разность концентраций в этой фазе и на границе раздела. Если $\beta_x > \beta_y$, то $(x^r - x) < (y - y^r)$, т.е. наибольшее изменение концентрации происходит в фазе с большим фазовым сопротивлением массопереносу (меньшим β). Когда фазовые сопротивления массоотдачи значительно различаются, коэффициент массопередачи примерно равен меньшему коэффициенту массоотдачи, т.е. общее сопротивление переносу вещества лимитируется той фазой, для которой коэффициент массоотдачи имеет меньшее значение.

Линейные соотношения между общим и фазовыми сопротивлениями переносу вещества (9.13) и (9.14) являются строгими, если соблюдаются условия (9.4), т.е. при линейном соотношении между составами равновесных фаз. Когда зависимость составов равновесных фаз (линия равновесия) нелинейна (как, например, на рис. 9.3), необходимо учитывать изменение ψ. Мы не будем здесь на этом останавливаться, отсылая читателя к специальной литературе [76].

Как видно из приведенных уравнений, для расчета процесса массопереноса необходимо располагать значениями β_y и β_x. В связи с тем, что теоретический расчет их для большинства случаев невозможен, в инженерной практике приходится пользоваться либо эмпирическими зависимостями, либо обобщенными уравнениями массоотдачи, полученными на основе теории подобия. В последнем случае для установившихся процессов массоотдачи эти обобщенные уравнения имеют вид

$$\mathrm{Nu}_д = f(\mathrm{Re}, \mathrm{Pr}_д, \Gamma_1, \Gamma_2, \ldots), \qquad (9.15)$$

где $\mathrm{Nu}_д = \beta S/D$ — диффузионное число Нуссельта; $\mathrm{Re} = \rho w S/\mu$ — число Рейнольдса; $\mathrm{Pr} = \nu/D$ — диффузионное число Прандтля; Γ_1, Γ_2 — симплексы геометрического подобия, характеризующие условия ввода и вывода сред в систему, а также граничные условия процесса; β — коэффициент массоотдачи; D — коэффициент молекулярной диффузии; w — средняя скорость потока; S — определяющий размер системы; ρ, μ, ν — плотность потока и его коэффициенты динамической молекулярной и кинематической молекулярной вязкости.

Обычно такие зависимости представляют в виде степенной функции: коэффициент уравнения и показатели степеней при соответствующих числах и симплексах подобия определяют на основании обработки экспериментальных данных.

Определение поверхности контакта фаз F часто представляет большие трудности, особенно для систем с подвижной границей раздела. Поэтому для расчетов используют так называемые объемные коэффициенты теплопереноса, $K_{yv} = K_y a$ и $K_{xv} = K_x a$, отнесенные к единице объема аппарата. Здесь a — удельная поверхность контакта фаз (м^2/м^3). В этом случае масса переносимого компонента определяется выражением:

$$M = K_y a V(y - y^{\text{р}})\,\tau = K_y a V(x^{\text{р}} - x)\,\tau = K_{yv} V(y - y^{\text{р}})\,\tau = K_{xv} V(x^{\text{р}} - x)\,\tau, \tag{9.16}$$

где $V = S \cdot H$ — объем аппарата высотой H и площадью поперечного сечения S.

Непрерывное взаимодействие фаз осуществляется при их прямоточном и противоточном движении. Рабочие линии процесса массопереноса, связывающие составы фаз в произвольном сечении аппарата, выражаются соответственно уравнениями (9.7) и (9.9), отличающимися только знаками слагаемого, содержащего отношение L/G. Перенос вещества из одной фазы в другую обусловлен тем, что составы x и y в произвольном сечении аппарата отличаются от равновесных.

Расход компонента, переносимого на бесконечно малом элементе высоты аппарата dH из фазы y в фазу x в соответствии с уравнением (9.16) определяется выражением

$$dM = K_{xv} S(x^{\text{р}} - x)dH = K_{yv} S(y - y^{\text{р}})dH. \tag{9.17}$$

По условию материального баланса

$$dM = Gdy = Ldx. \tag{9.18}$$

Из уравнений (9.17) и (9.18) следует

$$\frac{K_{yv} S dH}{G} = \frac{dy}{y - y^{\text{р}}}; \quad \frac{K_{xv} S dH}{L} = \frac{dx}{x^{\text{р}} - x}.$$

Если считать, что $K_{yv}S/G$ и $K_{xv}S/L$ не изменяются по высоте аппарата, то, интегрируя, получаем

$$H = \frac{G}{K_{yv} S} \int_{y_{\text{к}}}^{y_{\text{н}}} \frac{dy}{y - y^{\text{р}}} = \frac{L}{K_{xv} S} \int_{x_{\text{н}}}^{x_{\text{к}}} \frac{dx}{x^{\text{р}} - x}, \tag{9.19}$$

где $x_{\text{н}}$, $x_{\text{к}}$ и $y_{\text{н}}$, $y_{\text{к}}$ – начальные и конечные значения x и y.

Чтобы проинтегрировать выражение (9.19), необходимо располагать зависимостями, описывающими связь $y^{\text{р}} = f(x)$ и $x^{\text{р}} = f(y)$, т.е. нужны данные о фазовом равновесии. Условия фазового равновесия рассматриваются в химической термодинамике и физической химии. В простейшем случае величины $y^{\text{р}}$, y, $x^{\text{р}}$, x связаны линейными зависимостями (9.4), или для бесконечно малых величин $dy^{\text{р}} = \psi dx$, где, как и ранее, ψ — константа равновесия (распределения). Напомним также (см. рис. 9.3), что $y_{\text{н}}^{\text{р}} = \psi x_{\text{к}}$ и $y_{\text{к}}^{\text{р}} = \psi x_{\text{н}}$.

Изменение движущей силы процесса на высоте dH с учетом этих соотношений и равенств (9.18) можно выразить в виде

$$d(y - y^{\text{р}}) = dy - dy^{\text{р}} = dy - \psi dx = dM\left(\frac{1}{G} - \frac{\psi}{L}\right). \tag{9.20}$$

Отсюда следует, что движущая сила процесса массопереноса зависит от расходов материальных потоков G и L. Количество компонента, переносимого по всей высоте аппарата определяется путем интегрирования уравнения (9.20). При противотоке и при условии ψ = const получаем

$$M = G(y_н - y_к) = L(x_к - x_н) = \frac{L}{\psi}(y_н^р - y_к^р),$$

где связь $x_н$, $x_к$ и $y_н^р$, $y_к^р$ показана на рис. 9.3. Из последних соотношений находим

$$\begin{aligned} &y_н - y_к = \frac{M}{G}; \quad y_н^р - y_к^р = \frac{M\psi}{L}; \\ &\frac{1}{G} - \frac{\psi}{L} = \frac{1}{M}[(y_н - y_н^р) - (y_к - y_к^р)] = \frac{1}{M}(\Delta y_б - \Delta y_м), \end{aligned} \qquad (9.21)$$

где $\Delta y_б$ и $\Delta y_м$ — бóльшая и меньшая движущая сила массопереноса у концов аппарата ($\Delta y_б = y_н - y_н^р$, $\Delta y_м = y_к - y_к^р$ — см. рис. 9.3).

Подстановка значения dM из (9.20) в равенство (9.17) дает:

$$dM = \frac{d(y - y^р)}{1/G - \psi/L} = K_{yv} S (y - y^р) dH.$$

Разделяя переменные и интегрируя, получаем

$$K_{yv} S \int_0^H dH = \frac{1}{1/G - \psi/L} \int_{y_к}^{y_н} \frac{d(y - y^р)}{y - y^р} = \frac{1}{1/G - \psi/L} \ln \frac{\Delta y_б}{\Delta y_м}.$$

Учитывая (9.21), окончательно имеем:

$$H = \frac{M}{K_{yv} S (\Delta y_б - \Delta y_м)} \ln \frac{\Delta y_б}{\Delta y_м} = \frac{M}{K_{yv} S \Delta y_{ср}}, \qquad (9.22)$$

где

$$\Delta y_{ср} = \frac{\Delta y_б - \Delta y_м}{\ln \Delta y_б / \Delta y_м}$$

средняя логарифмическая движущая сила массопереноса по отдающей фазе. Когда $\Delta y_б / \Delta y_м \le 2$ (линия равновесия — прямая) с достаточной точностью средняя движущая сила может быть рассчитана как среднеарифметическая

$$\Delta y_{ср} = 1/2\ (\Delta y_б + \Delta y_м).$$

В выражениях (9.19) подынтегральные выражения зависят от условий фазового равновесия, соотношений расходов материальных потоков и пределов разделения, т.е. от факторов, определяющих статику процесса. Комплексы величин, стоящие перед знаком интеграла, определяют кинетику процесса. Безразмерные величины

$$n_y = \int_{y_к}^{y_н} \frac{dy}{y - y^р}, \quad n_x = \int_{x_н}^{x_к} \frac{dx}{x^р - x} \tag{9.23}$$

называются *числами единиц переноса соответственно по отдающей и по воспринимающей фазам.* Общее число единиц переноса связано с числами переноса в газовой (n_y) и в жидкой (n_x) соотношением

$$\frac{1}{n_{0y}} = \frac{1}{n_y} + \frac{1}{An_x}, \tag{9.24}$$

где $A = L/(\psi G)$. В свою очередь между числами единиц переноса и коэффициентами массопередачи и массоотдачи существует связь:

$$n_{0y} = \frac{K_y F}{G}; \quad n_y = \frac{\beta_y F}{G}; \quad n_x = \frac{\beta_x F}{L}. \tag{9.25}$$

Предынтегральные множители в соотношениях (9.20), имеющие размерность длины

$$h_{0y} = \frac{G}{K_y aS} = \frac{G}{K_{yv} S}; \quad h_{0x} = \frac{L}{K_x aS} = \frac{L}{K_{xv} S}, \tag{9.26}$$

называют *высотой единицы переноса* (ВЕП).

Во многих промышленных процессах очистки газовых потоков абсорбционным методом поглощение целевого компонента жидким поглотителем сопровождается химическим взаимодействием молекул абсорбтива с молекулами активного компонента абсорбента и переходом его в связанное состояние. При этом концентрация компонента в жидкости уменьшается, что приводит к увеличению градиента концентраций и ускорению поглощения абсорбтива в жидкой фазе по сравнению с физической абсорбцией. Таким образом, в этом случае кинетика абсорбции определяется не только скоростью массообмена, но и кинетическими закономерностями реакции. В зависимости от того, какая скорость определяет общую скорость переноса массы целевого компонента, различают кинетическую и диффузионную области протекания хемосорбции. В кинетической области лимитирующей является скорость химического взаимодействия, в диффузионной области — скорость диффузии целевого компонента в зоне реакции Если скорости реакции и массопередачи соизмеримы по величине, то процесс протекает в смешанной, диффузионно-кинетической области.

В условиях хемосорбции ускорение поглощения абсорбтива в жидкой фазе по сравнению с физической абсорбцией обычно учитывают увеличением коэффициента массообмена в жидкой фазе β_x, считая при этом движущую силу процесса такой же, как при физической абсорбции:

$$\beta_x' = \beta_x \Phi, \tag{9.27}$$

где Ф — фактор ускорения процесса абсорбции.

Значение фактора ускорения Ф для практически важного случая реакции второго порядка можно определить по графику зависимости $\Phi = \varphi(N, \gamma)$ (рис. 9.4), где N и γ представляют собой следующие комплексы величин:

$$N = \frac{D_0 x_0}{nD x^*}; \quad \gamma = \frac{\sqrt{K_2 x_0 D}}{\beta_x}. \tag{9.28}$$

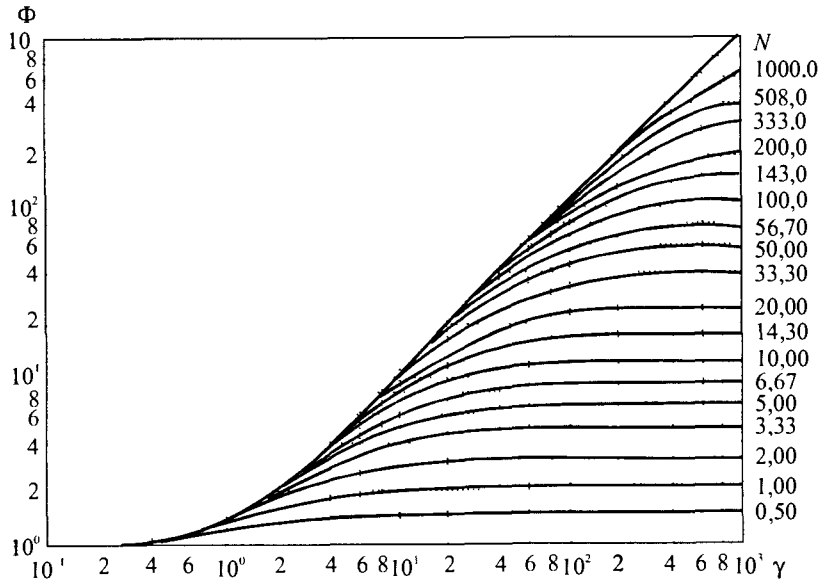


Рис. 9.4. Зависимость фактора ускорения Ф от комплексов γ и N

В комплексах (9 28) D_0 — коэффициент диффузии ионов активного компонента абсорбента в жидкой фазе, м²/с; x_0 — концентрация активного компонента в жидкой фазе, кмоль/м³; n — стехиометрический коэффициент; D — коэффициент диффузии абсорбтива в жидкой фазе, м²/с; x^* — концентрация абсорбтива на границе раздела фаз, кмоль/м³; K_2 — константа скорости реакции второго порядка, м³/(кмоль·с).

Определение фактора ускорения Ф в кинетической и диффузионной областях упрощается: в кинетической области при $5 \le \gamma \le 0{,}5(1 + N)$ фактор ускорения Ф = γ, в диффузионной области при $\gamma \ge \ge 10(1 + N)$ фактор ускорения $\Phi = 1 + N$.

Таким образом, общее диффузионное сопротивление массопереносу при хемосорбции можно представить выражением

$$\frac{1}{K_y'} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{\psi}{\beta_x'}, \tag{9.29}$$

где K_y' — коэффициент массопередачи при хемосорбции; β_x' — коэффициент массообмена в жидкой фазе при хемосорбции.

9.3. РЕГЕНЕРАЦИЯ АБСОРБЕНТОВ

Регенерация абсорбента — восстановление сорбционных свойств — осуществляется с целью повторного использования его в циркуляционных (круговых) процессах. При регенерации абсорбента из него выделяется целевой компонент, т.е. происходит обратный процесс — процесс десорбции.

Десорбцию можно проводить путем пропускания десорбирующего агента (инертного газа или водяного пара) через слой отработанного абсорбента. Десорбируемый целевой компонент переходит из жидкой фазы в газовую или паровую фазу вследствие того, что равновесное давление его над жидкостью выше, чем в десорбирующем агенте.

Для осуществления более полной десорбции при наименьшем расходе десорбирующего агента процесс обычно проводят при противоточном взаимодействии отработанного абсорбента и десорбирующего агента в аппаратах (десорберах или регенераторах) колонного типа с непрерывным (на-

садочные колонны) или ступенчатым (тарельчатые барботажные аппараты) контактом. В качестве инертного газа обычно используют воздух.

Если температуры воздуха и поступающего на десорбцию отработанного абсорбента одинаковы и теплотой десорбции (теплотой выделения целевого компонента из жидкости) можно пренебречь, то процесс десорбции протекает в изотермических условиях. В этом случае процесс аналогичен процессу изотермической абсорбции (отличие состоит в том, что рабочая линия процесса десорбции располагается ниже равновесной линии; линия же равновесия при прямом и обратном процессах совпадает). Однако при изотермической десорбции в токе инертного газа для достаточно полного выделения целевого компонента из жидкости требуется большой расход инертного газа, в результате чего десорбирующий агент на выходе из десорбера имеет низкую концентрацию целевого компонента. Это обстоятельство затрудняет дальнейшее использование десорбированного компонента.

Применение нагретого инертного газа позволяет снизить расход его на процесс десорбции. Если абсорбент летуч, то выделенный из него целевой компонент выходит из десорбера в смеси с парами абсорбента в токе инертного газа. В этом случае проводят частичную конденсацию парогазовой смеси в конденсаторе, установленном над десорбером, с целью последующего возврата абсорбента в десорбер, а целевой компонент с десорбирующим агентом — инертным газом — выводится из системы. Как уже отмечалось, дальнейшее их разделение затруднено, поэтому обычно такую газовую смесь (с более высоким содержанием целевого компонента в инертном газе) направляют на переработку: например, сконцентрированную SO_2 из десорбера направляют в цех производства H_2SO_4.

Часто в качестве десорбирующего агента используют острый водяной пар — в основном для выделения из абсорбента веществ, нерастворимых в воде. Если целевой компонент при температуре и давлении в конденсаторе-дефлегматоре не конденсируется, а конденсируются только пары воды, то целевой компонент в состоянии пара (газа) выводится из системы в чистом виде. Компонент, находящийся в состоянии пара, затем может быть сконденсирован в дополнительном конденсаторе. Если же целевой компонент при температуре и давлении в дефлегматоре конденсируется, то конденсат, состоящий из воды и целевого компонента, отводят в отстойник для их разделения.

При использовании острого водяного пара в качестве десорбирующего агента температура десорбции значительно выше температуры абсорбции, и, следовательно, линии равновесия для прямого и обратного процессов не совпадают.

Иногда десорбцию осуществляют за счет подвода теплоты к отработанному абсорбенту через стенку (например, с помощью глухого водяного пара), за счет снижения давления в десорбере (если абсорбция проводится при повышенном давлении) или за счет комбинирования того и другого методов одновременно. Для подвода теплоты к отработанному абсорбенту с помощью глухого водяного пара из жидкой фазы вместе с десорбируемым (целевым) компонентом испаряется часть абсорбента. В этом случае для более полного разделения смеси целесообразно применять метод ректификации (десорбер — обычная ректификационная колонна непрерывного действия). В литературе можно найти и другие методы регенерации абсорбента.

9.4. МЕТОДЫ РАСЧЕТА АБСОРБЦИОННЫХ ПРОЦЕССОВ

В литературе [76] довольно подробно излагаются методы расчета абсорбционных процессов в широко распространенных аппаратах, например, насадочных, аппаратах с ситчатыми и колпачковыми тарелками, аппаратах распыляющего типа и др.

По сути дела, мы уже рассмотрели основы подхода к расчету абсорберов, когда излагали элементы кинетики процесса абсорбции. Поэтому здесь мы остановимся лишь на двух моментах:

- анализе закономерностей изменения переменных процесса по высоте аппаратов колонного типа;
- методах расчета абсорбционного процесса в аппаратах с псевдоожиженным слоем насадки.

Методы расчета процессов десорбции довольно подробно изложены в монографии [76], поэтому эти вопросы в дальнейшем не рассматриваются.

9.4.1. ПОСТРОЕНИЕ КРИВЫХ КОНЦЕНТРАЦИИ ДЛЯ ПРОТИВОТОКА И ПРЯМОТОКА

Вернемся к уравнениям (9.17) и (9.18). Приравнивая изменения массовых потоков по газу и жидкости, приходим для противотока к системе уравнений:

$$dM = K_{yv}S(y - y^{p})dH = Gdy;$$

$$dM = K_{xv}S(x^{p} - x)dH = Ldx,$$

или

$$\begin{cases} G\dfrac{dy}{dH} = K_{yv}S(y - y^{p}); \\ L\dfrac{dx}{dH} = K_{xv}S(x^{p} - x). \end{cases} \qquad (9.30)$$

Из равенств (9.4) вытекает: $y^{p} = \psi x$, $x^{p} = y/\psi$. Тогда, учитывая, что в соответствии с определениями коэффициентов массопередачи

$$\frac{1}{K_y} = \frac{\beta_x + \psi\beta_y}{\beta_x\beta_y}; \quad \frac{1}{K_x} = \frac{\beta_x + \psi\beta_y}{\psi\beta_x\beta_y}; \quad \frac{K_x}{K_y} = \psi; \quad K_{xv} = \psi K_{yv},$$

систему (9.30) можно привести к виду:

$$\begin{cases} G\dfrac{dy}{dH} = K_{yv}S(y - \psi x); \\ L\dfrac{dx}{dH} = K_{xv}S(y - \psi x). \end{cases} \qquad (9.30а)$$

Введем новую переменную: $Z = K_{yv}SH/L$. Подстановка этого аргумента в (9.30а) дает:

$$\begin{cases} \dfrac{G}{L}\dfrac{dy}{dZ} - y + \psi x = 0, \\ \dfrac{dx}{dZ} - y + \psi x = 0, \\ Z = 0,\ x = x_{н}, \\ Z = Z_0,\ y = y_{н}. \end{cases} \qquad (9.31)$$

Здесь $Z_0 = K_{y}SH_{ап}/L$, где $H_{ап}$ — полная высота слоя в аппарате.

Решая систему (9.31) стандартными способами [77], получаем следующие закономерности изменения концентрации целевого компонента по высоте слоя при противоточном движении фаз:

$$Y = \frac{y - \psi x_{н}}{y_{н} - \psi x_{н}} = \frac{\psi - \dfrac{L}{G}\exp\left[-\left(\psi - \dfrac{L}{G}\right)Z\right]}{\psi - \dfrac{L}{G}\exp\left[-\left(\psi - \dfrac{L}{G}\right)Z_0\right]}, \qquad (9.32)$$

$$X = \frac{x - x_н}{y_н - \psi x_н} = \frac{1 - \exp\left[-\left(\psi - \frac{L}{G}\right)Z\right]}{\psi - \frac{L}{G}\exp\left[-\left(\psi - \frac{L}{G}\right)Z_0\right]}. \qquad (9.33)$$

Выражения (9.32), (9.33) справедливы при $(L/G) \neq \psi$. Если $(L/G) = \psi$, то в этих соотношениях возникает неопределенность типа 0/0, раскрывая которую по правилу Лопиталя, находим

$$Y_{L/G\to\psi} = \frac{1 + \psi Z}{1 + \psi Z_0}; \quad X_{L/G\to\psi} = \frac{Z}{1 + \psi Z_0}. \qquad (9.34)$$

При прямотоке в системе (9.31) изменяется знак у множителя G/L и второе граничное условие; теперь уже $y = y_н$ при $Z = 0$. Соответствующие решения имеют вид:

$$Y(Z) = \frac{y - \psi x_н}{y_н - \psi x_н} = \frac{1}{\psi + \frac{L}{G}}\left\{\psi + \frac{L}{G}\exp\left[-\left(\psi + \frac{L}{G}\right)Z\right]\right\}; \qquad (9.35)$$

$$X(Z) = \frac{x - x_н}{y - \psi x_н} = \frac{1}{\psi + \frac{L}{G}}\left\{1 - \exp\left[-\left(\psi + \frac{L}{G}\right)Z\right]\right\}. \qquad (9.36)$$

Нетрудно заметить, что при любом характере движения фаз определяющую роль в формировании закономерностей распределения концентраций целевого компонента в газе и в жидкости играют константа равновесия (распределения) ψ и отношение расходов фаз L/G; коэффициент массопередачи оказывает на эти закономерности существенно меньшее влияние На рис. 9 5 показано рас-

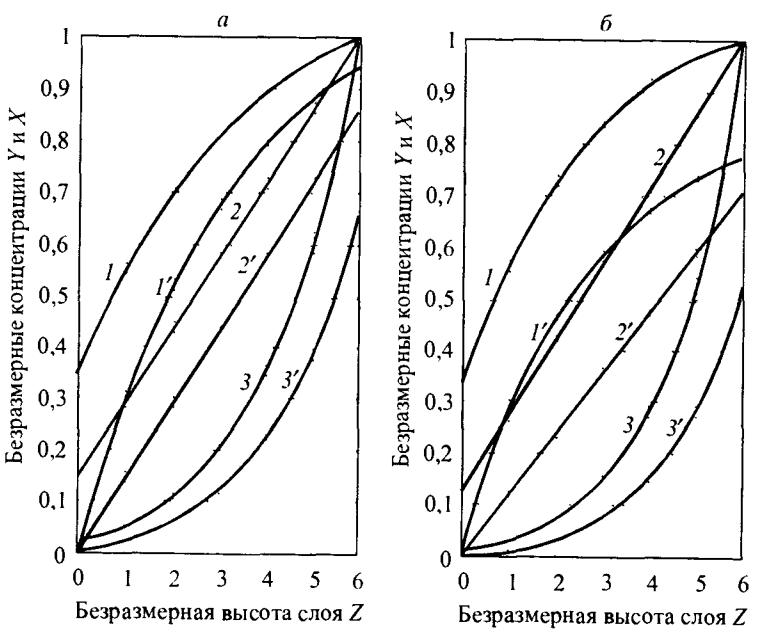


Рис. 9.5. Распределение концентраций целевого компонента в газовой (*1*, *2*, *3*) и жидкой (*1′*, *2′*, *3′*) фазах при противотоке
а — $\psi = 1{,}0$, *б* — $\psi = 1{,}25$, 1 и 1′ — $L/(\psi G) = 0{,}7$, *2* и *2′* — 1,0, *3* и *3′* — 1,5

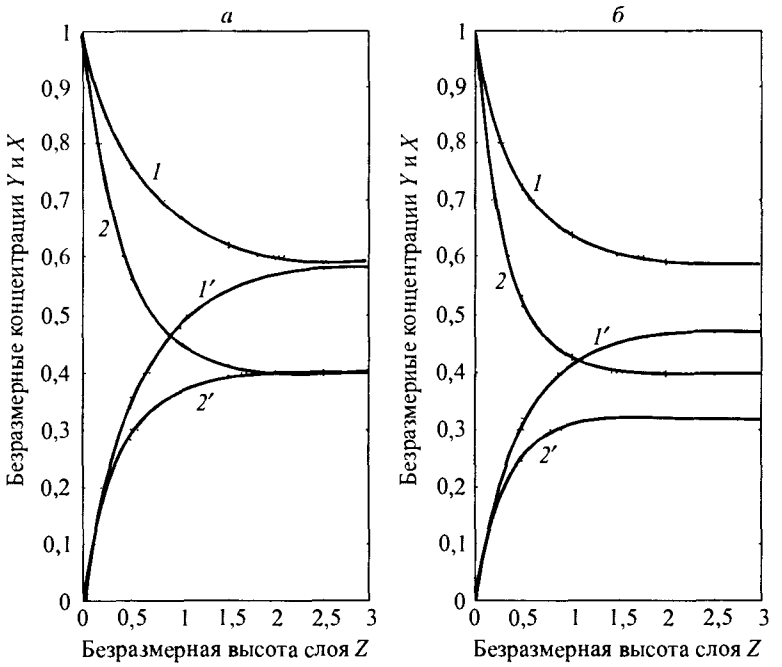


Рис. 9.6. Изменение концентраций целевого компонента в газовой (*1*, *2*) и жидкой (*1′*, *2′*) фазах при прямотоке: *а* — $\psi = 1{,}0$; *б* — $\psi = 1{,}25$, *1* и *1′* — $L/(\psi G) = 0{,}7$; *2* и *2′* — 1,5

пределение безразмерных концентраций Y и X для двух значений константы распределения $\psi = 1$ (рис. 9.5, *а*) и $\psi = 1{,}25$ (рис. 9.5, *б*) при трех значениях комплекса $L/(\psi G)$. Можно видеть, что при благоприятном сочетании параметров процесса $[L/(\psi G), \psi, Z_0]$ при противотоке можно обеспечить практически полное извлечение целевого компонента из газовой фазы. Естественно, для этого требуется достаточно большая высота слоя Увеличение значений ψ и $L/(\psi G)$ ухудшает показатели процесса абсорбции по жидкой фазе (уменьшается конечная концентрация целевого компонента), хотя степень извлечения при этом несколько возрастает.

При прямотоке ситуация существенно изменяется Как можно видеть из данных рис. 9 6, процесс абсорбции в этом случае характеризуется максимальной интенсивностью на начальной стадии взаимодействия фаз; в дальнейшем скорость процесса достаточно быстро стремится к нулю. Высокие слои в прямоточных абсорберах бесполезны, так как для широкого диапазона значений ψ и $L/(\psi G)$ процесс абсорбции практически заканчивается уже при $Z_0 \approx 2$.

Необходимо отметить, что приведенные выше уравнения могут быть использованы лишь для ориентировочных расчетов, поскольку фактически процесс абсорбции протекает в насадках в пленочном режиме, что не учитывалось при выводе уравнений.

9.4.2. РАСЧЕТ МНОГОСТУПЕНЧАТОГО ПРОТИВОТОЧНОГО КАСКАДА

Как следует из описания конструкций абсорберов организация непрерывного противоточного движения фаз при одновременном интенсивном их взаимодействии оказывается затруднительной или нецелесообразной. В этих случаях массообмен организуют по принципу ступенчатого противотока Сущность его заключается в том, что на каждой ступени материальные потоки приводятся во взаимодействие, в результате которого происходит массообмен, а затем фазы разделяются. Одна из них направляется в предыдущую, а другая — в последующую ступени (рис. 9.7) Таким образом, получается многоступенчатый противоточный каскад. По этому методу можно проводить любые процессы массопереноса. Способы взаимодействия фаз в ступени, их разделения и транспортировки через все ступени каскада определяются физико-механическими свойствами фаз и конструкцией

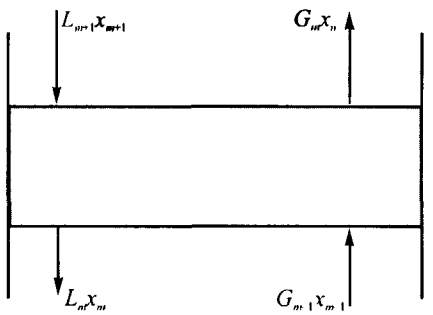


Рис. 9.7. Схема материальных потоков на ступени противоточного каскада

применяемой аппаратуры. Например, в системах жидкость – пар и жидкость – газ противоточное движение фаз легко осуществляется под действием силы тяжести за счет различия плотностей фаз. Ступени каскада устанавливаются друг над другом, образуя колонну, состоящую из отдельных секций. Благоприятные условия для массообмена в каждой из них обеспечиваются развитием поверхности контакта фаз за счет диспергирования легкой фазы, движущейся сквозь тяжелую.

Аппаратурно-технологическое оформление процесса многоступенчатого противоточного взаимодействия фаз для каждого конкретного процесса имеет свои особенности. Общим для всех процессов является то, что фазы не находятся в равновесии. Состояние, близкое к равновесному, достигается при достаточно большой продолжительности контакта фаз или очень большой поверхности контакта в скорости массопереноса. При последующем полном разделении фаз достигается максимально возможная эффективность процесса. В реальных условиях получается более низкая эффективность в каждой ступени каскада вследствие того, что из-за ограниченного времени контакта фаз равновесие между ними не достигается и полного разделения фаз на выходе из ступени добиться не удается — некоторое количество одной фазы попадает в другую.

На практике используются два принципа расчета, учитывающего реальные условия проведения процесса — на основе решения систем уравнений, описывающих реальную структуру потоков, и на основе упрощенной модели с последующим учетом отклонения от нее реального процесса с помощью поправочных коэффициентов. Применительно к многоступенчатому противоточному каскаду простейшей моделью является идеальный каскад. Он представляет собой серию так называемых идеальных ступеней контакта с противоточным движением материальных потоков между ступенями. Идеальная ступень контакта характеризуется следующими признаками: 1) на ней достигается равновесие взаимодействующих фаз; 2) на выходе из ступени фазы идеально разделяются, т.е. нет уноса одной фазы другой; 3) в каждой ступени фазы идеально перемешаны, т.е. во всем объеме каждой фазы в пределах ступени состав одинаков.

Пусть газовая фаза включает i целевых компонентов Для каждой ступени контакта справедливы уравнения материального и энергетического балансов. Для произвольной m-й ступени они имеют вид·

$$G_m - L_{m+1} = G_{m-1} - L_m = M; \tag{9.37}$$

$$G_m y_{i,m} - L_{m+1} x_{i,m+1} = G_{m-1} y_{i,m-1} - L_m x_{i,m} = M_i; \tag{9.38}$$

$$G_m i_m + L_m j_m + Q_m = G_{m-1} i_{m-1} + L_{m+1} j_{m+1}, \tag{9.39}$$

где i — энтальпия отдающей фазы; j — энтальпия принимающей фазы; Q — количество теплоты, передаваемой системе окружающей средой.

Согласно определению идеальной ступени, составы $x_{i,m}$ и $y_{i,m}$ — равновесные. Графически связь между равновесными содержаниями произвольного компонента в двух фазах можно представить в виде кривой равновесия $y_i = \varphi(x_i)$ (рис. 9.8). Составы фаз $x_{i,m}$ и $y_{i,m}$, покидающих идеальную ступень, изображаются точкой на линии равновесия (точка A). В соответствии с уравнением (9.38) точки с координатами $y_{i,m}, x_{i,m+1}$ и $y_{i,m-1}, x_{i,m}$ принадлежат рабочей линии (точки B и C). В произвольной m-й

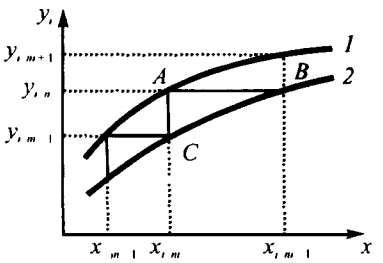


Рис. 9.8. Изменение составов фаз н. теоретической ступени контакта:
1 — линия равновесия; *2* — рабочая линия

ступени каскада состав одной фазы изменяется от $y_{i,m-1}$ до $y_{i,m}$, а другой — от $x_{i,m+1}$ до $x_{i,m}$. Таким образом, изменение содержания i- го компонента во взаимодействующих фазах, происходящее на одной ступени идеального каскада, изображается на графике ступенькой, построенной между линией равновесия и рабочей линией.

Связь между составами равновесных фаз можно выразить с помощью константы равновесия $y_{i,m}$:

$$y_{i,m} = \Psi_{i,m} x_{i,m}. \tag{9.40}$$

Константа равновесия $y_{i,m}$ является функцией относительного содержания всех компонентов, а также температуры (при постоянном давлении) или давления (при постоянной температуре). Для систем жидкость – газ или жидкость – пар она определяется выражением

$$\Psi_{i,m} = \frac{y_{i,m}}{x_{i,m}} = \frac{p_i^{\circ}\gamma_i}{p}.$$

Здесь p_i^0 — давление пара чистого компонента i при температуре системы; p — общее давление; γ_i — коэффициент активности компонента i в жидкой фазе.

Расходы материальных потоков изменяются при переходе от одной ступени каскада к другой за счет подвода теплоты Q_m и за счет изменения энтальпий i_m и j_m в зависимости от состава материальных потоков. Если процесс проводится в адиабатических условиях ($Q_m = 0$), то, согласно (9.39)

$$G_m i_m - L_{m+1} J_{m+1} = G_{m-1} i_{m-1} - L_m J_m = Q = \text{const}. \tag{9.41}$$

Это означает, что через весь каскад проходит постоянный тепловой поток Q.

Уравнения (9.37)–(9.40) составляют математическое описание процесса массообмена в идеальном противоточном каскаде. Если фазы содержат n компонентов, то для каждой ступени получается по $n - 1$ независимых уравнений (9.38) и (9.40), а всего $2n$ уравнений. Для каскада, состоящего из N ступеней, получается, следовательно, $2nN$ уравнений. Для каждой m-й ступени неизвестными величинами являются $n - 1$ составов $x_{i,m}$, $n - 1$ составов $y_{i,m}$ и расходы двух материальных потоков.

С помощью приведенных выше уравнений можно рассчитать параметры рабочего режима (расходы и составы материальных потоков, температуры и т.д.) для всех ступеней каскада. Обычно к расчету приступают, когда известны условия на входе (начальные расходы и составы материальных потоков) и свойства фаз. Конечные условия формулируются в виде требований, предъявляемых к конечным продуктам, которыми являются отводимые из аппарата материальные потоки. Эти требования ограничивают содержание основных компонентов и примесей. Если разделяется бинарная смесь, то один компонент будет основным, а другой — примесью. В этом случае задание содержания одного компонента полностью определяет состав рассматриваемого материального потока. Состав другого материального потока и расходы обоих потоков, выходящих из аппарата, в этом случае нетрудно найти по уравнениям материального баланса (9.37) и (9.38). Если же примесь образована несколькими компонентами и задано их суммарное содержание, то на начальном этапе расчета содержанием каждого компонента приходится задаваться, т.е. полный состав продукта определяется приближенно. Вследствие этого состав другого выходящего из аппарата потока рассчитывается с

помощью уравнений (9.37) и (9.38) также приближенно. Приближенно находятся и расходы выходящих потоков. Когда составы и расходы обоих потоков, выходящих из каскада, определены с помощью уравнений (9.37) и (9.38), то составы материальных потоков в каждой ступени находятся путем последовательного расчета от ступени к ступени, причем расчет может начинаться от верхней или нижней ступени.

По заданным условиям процесса находятся значения M и M_i, определяемые выражениями (9.37) и (9.38):

$$M = G_н - L_к = G_к - L_н,$$

$$M_i = G_н y_{iн} - L_к x_{iк} = G_к y_{iк} - L_н x_{iн}.$$

Если расчет проводится в направлении снизу вверх, то на следующем этапе по формуле (9.40) рассчитывается состав равновесной газовой фазы y_{i1}, уходящей с первой ступени каскада и находящейся в равновесии с жидкой фазой состава $x_{iн}$. Правильность расчета состава газовой фазы проверяется по условию $\sum_{i=1}^{n} y_{i1} = 1$. Дальнейшей задачей является определение расхода газовой фазы, уходящей с первой ступени G_1, а также расхода L_2 и состава ($n - 1$ значений x_{i2}) жидкой фазы, поступающей со второй ступени на первую, т.е. надо найти $n + 1$ величину. Для этого имеются уравнения:

$$G_1 - L_2 = M; \quad G_1 y_{i1} - L_2 x_{i2} = M_i; \quad G_н i_н + L_2 j_2 = G_1 i_1 + L_1 j_1 + Q_1.$$

Здесь i и j являются функциями состава фаз y_i и x_i, соответственно. Обычно их представляют в виде:

$$i = \sum_{k=1}^{n} y_k i_k + \Delta H_i \quad \text{и} \quad j = \sum_{k=1}^{n} x_k j_k + \Delta H_j, \tag{9.42}$$

где i_k и j_k — удельные значения энтальпии компонента k в состояниях, в которых находятся газовая фаза и жидкая фаза соответственно; ΔH_i и ΔH_j — тепловые эффекты смешения.

По найденным значениям x_{i2} рассчитывается с помощью формул (10.40) состав газовой фазы y_{i2}, уходящий со второй ступени контакта. По определению идеальной ступени эта фаза находится в равновесии с жидкой фазой состава x_{i2}. Далее по уравнениям

$$G_2 - L_3 = M; \quad G_2 y_{i2} - L_3 x_{i3} = M_i$$

и

$$G_1 i_1 + L_3 j_3 = G_2 i_2 + L_2 j_2 + Q_2$$

вычисляют значения G_2, L_2 и x_{i3}. Описанная процедура продолжается для всех последовательных ступеней пока не будет достигнут состав газовой фазы на выходе из аппарата $y_{iк}$. Он сопоставляется с найденным по уравнениям (9.37) и (9.38) в начале расчета. При несовпадении составы фаз корректируются, и цикл описанных расчетов повторяется до совпадения указанных выше составов с желаемой степенью точности. Разработан ряд вариантов таких расчетов — см. например, [53].

Если имеются боковые вводы и отборы, т.е. аппарат состоит из нескольких секций, то расчет производится с учетом вызванных этим скачкообразных изменений расходов материальных потоков.

Для бинарной смеси возможна лишь одна независимая переменная состава x_i, и расчет по приведенным уравнениям не вызывает затруднений. Однако с увеличением числа компонентов трудоемкость вычислений возрастает. Поэтому расчеты по описанному методу выполняются с помощью ЭВМ.

Если соблюдаются условия, при которых G = const и L = const, то расчет существенно упрощается. В этом случае для определения состава x_{i2} достаточно уравнения

$$x_{i2} = y_{i1}\frac{G}{L} - \frac{M_i}{L}$$

или с учетом (9.41)

$$x_{i2} = \psi_{i1}\frac{G}{L}x_{i1} - \frac{M_i}{L}.$$

Это уравнение связывает составы материальных потоков на двух соседних ступенях. Для произвольной m-й ступени имеем

$$x_{i,m+1} = \psi_{i,m}(G/L)x_{i,m} - (M_i/L). \qquad (9.43)$$

Путем последовательной подстановки получается следующая связь состава $x_{i,m+1}$ жидкой фазы, получаемой из $(m+1)$-й ступени, с составом x_{i1} этой фазы, выходящей из первой ступени:

$$x_{i,m+1} = \left(\prod_{p=1}^{m}\psi_p\right)\left(\frac{G}{L}\right)^m x_{i1} - \frac{M_i}{L}\left[\sum_{l=2}\left(\prod_{p=l}^{m}\psi_p\right)\left(\frac{G}{L}\right)^{m-l+1} + 1\right],$$

где $\prod_{p=1}^{m}\psi_p = \psi_1\psi_2\ldots\psi_m$ — произведение значений ψ_p при $p = 1, 2, 3, \ldots, m$; $\prod_{p=l}^{m}\psi_p = \psi_l\psi_{l+1}\ldots\psi_m$

При $l = \prod_{p=m}^{m}\psi_p = \psi_m$. Например, при $m = 10$

$$x_{i,11} = \psi_1\psi_2\ldots\psi_{10}\left(\frac{G}{L}\right)^{10}x_{i1} - \frac{M_i}{L}\left[\psi_2\psi_3\ldots\psi_{10}\left(\frac{G}{L}\right)^9 + \psi_3\psi_4\ldots\psi_{10}\left(\frac{G}{L}\right)^8 + \ldots + \psi_9\psi_{10}\left(\frac{G}{L}\right)^2 + \psi_{10}\frac{G}{L} + 1\right].$$

Если $\psi_1 = \psi_2 = \ldots = \psi_m = \psi$, то

$$x_{i,11} = \left(\psi\frac{G}{L}\right)^m x_{i1} - \frac{M_i}{L}\left[\left(\psi\frac{G}{L}\right)^{m-1} + \left(\psi\frac{G}{L}\right)^{m-2} + \ldots + \psi\frac{G}{L} + \left(\psi\frac{G}{L}\right)^0\right].$$

В правой части этого уравнения в квадратные скобки заключена геометрическая прогрессия. Используя правило суммирования слагаемых геометрической прогрессии, находим

$$x_{i,m+1} = (\psi G/L)^m x_{i1} - \frac{M_i}{L}\frac{(\psi G/L)^{m-1} - 1}{\psi G/L - 1}. \qquad (9.44)$$

Как уже отмечалось ранее, в последние годы привлекают внимание абсорбционные аппараты с псевдоожиженным слоем насадки. При разработке этих аппаратов необходимо определить не толь-

ко основные конструктивные размеры аппарата, исходя из гидродинамических условий ведения процесса, но и такие параметры, как число секций, высота слоя насадки, которые могут быть рассчитаны на основе уравнений, базирующихся на физической сущности процесса абсорбции в этих условиях. Естественно, при таком расчете приходится прибегать к целому ряду эмпирических зависимостей, поскольку замкнутой теории псевдоожиженного слоя до настоящего времени не имеется.

9.4.3. АБСОРБЕР С ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ СЛОЕМ ШАРОВОЙ НАСАДКИ

Для орошаемой шаровой насадки характерны три режима "кипения" шаровых частиц [78]: 1) режим начального псевдоожижения, характеризующийся постоянством или малым ростом гидравлического сопротивления с увеличением скорости газового потока; 2) режим промежуточного псевдоожижения — концентрация шаров в центральном ядре увеличивается, что влечет за собой увеличение количества удерживаемой слоем жидкости и вследствие этого возрастание гидравлического сопротивления слоя; 3) режим полного псевдоожижения, когда все частицы приходят в непрерывное движение.

Конкретные характеристики этих трех режимов определяются физическими свойствами материала насадки. Ниже приведены зависимости, заимствованные из работы [78], в которой исследовалась гидродинамика системы воздух – вода – шаровая насадка. В качестве насадки использовались полые шары из полистирола диаметром 18 мм с насыпной плотностью 165 кг/м^3. Статическая высота слоя насадки изменялась от 50 до 250 мм, скорость газового потока — от 0,5 до 5 м/с, плотность орошения — от 10 до 70 м^3/(м^2·ч).

На основании обработки экспериментальных данных получены формулы для расчета критических скоростей газового потока:

1) скорость газа, соответствующая началу псевдоожижения орошаемой насадки,

$$w_{\text{ор кр}} = w_{\text{кр}} - \frac{w_{\text{кр}} L^{0,9}}{37,5 + L^{0,9}},$$

где $w_{\text{кр}}$ — критическая скорость псевдоожижения сухой насадки, м/с; L — плотность орошения, м^3/(м^2·ч).

2) скорость газа, соответствующая началу уноса жидкости [79]

$$w_{\text{г}}^{*} = 2,9 F_{\text{св}}^{0,4} (V_{\text{ж}}/V_{\text{г}})^{0,15},$$

где $V_{\text{ж}}$, $V_{\text{г}}$ — удельные объемные расходы жидкой и газовой фаз, м^3/(м^2·ч).

Скорость газового потока, соответствующую началу псевдоожижения неорошаемой (сухой) насадки, определяют по *формуле О. М. Тодеса*:

$$\text{Re}_{\text{кр}} = \text{Ar}/(1400 + 5,22\text{Ar}^{1/2}),$$

где $\text{Re}_{\text{кр}} = w_{\text{кр}} d_{\text{ш}} \rho/\mu$ — число Рейнольдса ($d_{\text{ш}}$ — диаметр шара; ρ — плотность газового потока; μ — коэффициент молекулярной динамической вязкости газового потока); $\text{Ar} = d_{\text{ш}}^3(\rho_{\text{ш}} - \rho)g/(\rho\nu^2)$ — число Архимеда ($\rho_{\text{ш}}$ — плотность шаровой насадки; ν — коэффициент молекулярной кинематической вязкости газового потока).

Затем, определив рабочую скорость газового потока w (может находиться в пределах 3–5 м/с) и зная объемный расход газового потока V, поступающего на очистку, рассчитывают диаметр колонны

$$D_{\text{к}} = \sqrt{\frac{4V}{\pi w}}.$$

Математическая модель процесса абсорбции в псевдоожиженном слое шаровой насадки, излагаемая ниже, дается по работе [80] (на примере абсорбции SO_2). Она составлена при следующих допущениях: 1) шары равномерно распределены в слое и краевые условия для них одинаковы; 2) вся орошающая жидкость равномерно распределяется по поверхности шаров в виде пленки; 3) насыщение пленки жидкости целевым компонентом осуществляется за промежуток времени между эффективными столкновениями шаров, при которых происходит срыв пленки, в связи с чем вводится понятие эффективного числа столкновений как функции количества шаров в слое; 4) пленка жидкости попадает в слой на выходе из секции с той концентрацией целевого компонента, которую она приобрела на поверхности шара, т.е. не учитывается дальнейшее после срыва пленки дробление ее на капли и их насыщение до момента попадания в слой на выходе.

Средняя по толщине пленки концентрация целевого компонента определяется из решения задачи нестационарной массопроводности для случаев абсорбции SO_2 водой и растворами гидрооксидов и солей. Абсорбция SO_2 этими абсорбентами протекает в диффузионно-кинетической области, поэтому общее сопротивление массопереносу определяется диффузионным сопротивлением в газовой и жидкой фазах, т.е. задачу нестационарной гетерогенной диффузии следует рассматривать при граничных условиях третьего рода. При некоторых же условиях проведения абсорбции SO_2 водой (высокая концентрация SO_2 в газовом потоке или орошающей жидкости) внешним (по отношению к жидкости) диффузионным сопротивлением можно пренебречь, и тогда приемлемые результаты дает решение задачи при граничных условиях первого рода. Математическая формулировка этой задачи включает:

• уравнение нестационарной диффузии (в предположении окружной симметрии процесса)

$$\frac{\partial c(r,\tau)}{\partial \tau} = D\left[\frac{\partial^2 c(r,\tau)}{\partial r^2} + \frac{2}{r}\frac{\partial c(r,\tau)}{\partial r}\right]; \tag{9.45}$$

• начальные условия

$$c(r, 0) = c(r) \quad \text{или} \quad c(r, 0) = c_0 \text{ в простейшем случае;} \tag{9.46}$$

• граничные условия

$$\frac{\partial c(r,\tau)}{\partial r} = 0; \text{ при } r = R; \tag{9.47}$$

$$c(r, \tau) = c_p; \text{ при } r = R + \delta. \tag{9.48}$$

Здесь $c(r, \tau)$ — концентрация SO_2 в жидкой фазе, кмоль/м^3; c_p — концентрация SO_2 в жидкой фазе, равновесная с концентрацией в газовой фазе; c_0 — начальная концентрация целевого компонента; r — текущий радиус в сферической оболочке (в жидкой пленке); R — радиус шара, м; δ — толщина пленки, м; D — коэффициент молекулярной диффузии, м^2/с. Второе граничное условие утверждает, что в любой момент времени на поверхности пленки устанавливается концентрация целевого компонента, равновесная с концентрацией в газовой фазе. Физический смысл первого граничного условия также очевиден: целевой компонент через поверхность шара не проникает.

Решение уравнения (9.45) при краевых условиях (9.46)–(9.48) легко находится методом разделения переменных и имеет вид:

$$C = \frac{c_p - c(r,\tau)}{c_p - c_0} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{A_n}{r}[\sin(\mu_n(r-R)/\delta) + \mu_n(R/\delta)\cos(\mu_n(r-R)/\delta)]\exp(-\mu_n^2 \mathrm{Fo}_д), \tag{9.49}$$

где

$$A_n = \frac{2(R+\delta)(1+\mu_n^2 R^2/\delta^2)\sin\mu_n}{[R+\delta(1+\mu_n^2 R^2/\delta^2)]\mu_n^2 R/\delta^2},$$

$\mathrm{Fo}_д = D\tau_{хар}/\delta^2$ — диффузионное число Фурье; $\tau_{хар}$ — промежуток времени между эффективными столкновениями шаров, с; μ_n — корни характеристического уравнения $\mathrm{tg}\,\mu = -\mu(R/\delta)$, которые с точностью до четвертого знака после запятой аппроксимируются выражением

$$\mu_n = \frac{\pi}{2}(2n-1) + \left(\frac{0{,}624}{2n-1} + 1{,}238\cdot10^{-3}n - 1{,}558\cdot10^{-4}n^2\right)\frac{\delta}{R}.$$

Средняя концентрация целевого компонента в пленке жидкости на поверхности шара равна

$$\bar{c}(\tau) = \frac{3}{(R+\delta)^3 - R^3}\int_R^{R+\delta} c(r,\tau)r^2 dr. \qquad (9.50)$$

Разрешив уравнение (9.49) относительно $c(r, \tau)$ и выполнив интегрирование в соответствии с (9.50), находим

$$\bar{C}(\mathrm{Fo}_д) = \frac{c_р - \bar{c}(\tau)}{c_р - c_0} = \sum_{n=1}^{\infty}\frac{6(R+\delta)^2\delta^4(1+\mu_n^2R^2/\delta^2)\sin^2(\mu_n)}{[(R+\delta)^3 - R^3]R^2\mu_n^4[R+\delta(1+\mu_n^2R^2/\delta^2)]}\exp(-\mu_n^2\mathrm{Fo}_д). \qquad (9.51)$$

Так как $R > \delta$ и $\mu_n > 1$, то в уравнении (9.51) возможны некоторые упрощения, связанные с пренебрежением величинами третьего порядка малости. Выполнив эти упрощения, приходим к выражению

$$\bar{C}(\mathrm{Fo}_д) = \frac{c_р - \bar{c}(\tau)}{c_р - c_0} = \sum_{n=1}^{\infty} B_n \exp(-\mu_n^2\mathrm{Fo}_д),$$

где $B_n \approx \frac{2(R+\delta)\sin^2(\mu_n)}{\delta+\mu_n^2 R}$. Следовательно,

$$\bar{c}(\tau) = c_р + (c_0 - c_р)\sum_{n=1}^{\infty} B_n \exp(-\mu_n^2\mathrm{Fo}_д).$$

Для практической реализации этой математической модели процесса абсорбции необходимо знать величину параметра $\tau_{хар}$ — время между столкновениями шаров, а также толщину пленки δ. Естественно, эти данные можно оценить лишь экспериментальным путем, причем погрешность этой оценки не поддается контролю.

На основании обработки экспериментальных данных предложена зависимость [78]:

$$\tau_{хар} = \frac{H_{дин}d_ш}{6u_{ср}H_{ст}(1-\varepsilon_0)}.$$

В этом выражении $u_{ср}$ — средняя скорость движения элемента насадки в трехфазном слое, м/с; $H_{дин}$ — динамическая высота насадки, м.

Величины $u_{ср}$ и $H_{днн}$ могут быть рассчитаны по эмпирическим зависимостям:

$$u_{ср} = 0{,}046 L^{0{,}17} w^{0{,}81} F_{св}^{-0{,}35};$$

$$H_{дин} = 0{,}172 H_{ст}^{0{,}50} L^{0{,}23} w^{0{,}88} F_{св}^{-0{,}15},$$

где $H_{ст}$ — статическая высота слоя насадки, м; L — плотность орошения, м^3/(м^2·ч); $F_{св}$ — доля свободного сечения тарелки.

Рекомендуется работать, соблюдая условия,

$$\frac{H_{ст}}{H_с} \le \frac{1}{5}; \quad \frac{d_ш}{D_к} \le \frac{1}{10}, \tag{9.52}$$

при которых обеспечивается беспоршневое движение шаров (насадки). В этих соотношениях $H_с$ — высота секции, а $D_к$ — диаметр колонны.

Толщина слоя жидкости на поверхности шара определяется из уравнения материального баланса по орошающей слой жидкости

$$\delta = \frac{L D_к^2 \tau_{хар}}{57600 R^2 N},$$

где N — число шаров в слое, а 57600 = 16·3600 — переводной коэффициент пересчета плотности орошения на секунды и диаметра шара — на радиус.

Решение уравнения (9.45) при прежних начальных условиях

$$c(r, 0) = c(r) = c_0$$

и граничных условиях третьего рода

$$\begin{aligned} &\frac{\partial c(r,\tau)}{\partial r} = 0 \quad \text{при} \quad r = R; \\ &-D\frac{\partial c(r,\tau)}{\partial r} + \beta_x [c_р - c(r,\tau)] = 0 \quad \text{при} \quad r = R + \delta \end{aligned} \tag{9.53}$$

может быть получено тем же самым способом, что и рассмотренный ранее. Однако, учитывая невысокую точность определения основополагающих параметров процесса (δ, $\tau_{хар}$ и т.п.), а также громоздкость результирующего решения, в данном случае целесообразно воспользоваться приближенными методами высшего анализа. Из известных в настоящее время методов получения приближенного аналитического решения дифференциальных уравнений в частных производных наибольшей точностью обладают метод Б. Г. Галеркина и метод частичного интегрирования Л. В. Канторовича.

Воспользуемся методом Галеркина. Введем, как и ранее, безразмерную концентрацию $[c_р - c(r, \tau)]/(c_р - c_0)$. Тогда математическую формулировку задачи можно представить следующей системой уравнений:

$$\begin{cases} \dfrac{1}{D}\dfrac{\partial C}{\partial \tau} = \dfrac{\partial^2 C}{\partial r^2} + \dfrac{2}{r}\dfrac{\partial C}{\partial r}, \\ \tau = 0, \quad C = 1, \\ r = R, \quad \dfrac{\partial C}{\partial r} = 0, \\ r = R + \delta, \quad D\dfrac{\partial C}{\partial r} + \beta_x C = 0 \end{cases} \tag{9 54}$$

Примем, что безразмерная концентрация целевого компонента изменяется по толщине пленки по параболическому закону

$$C = a_0(\tau) + a_1(\tau)r + a_2(\tau)r^2,$$
$$\frac{\partial C}{\partial r} = a_1(\tau) + 2a_2(\tau)r$$

В этом случае из первого (левого) граничного условия находим

$$a_1(\tau) = -2a_2(\tau)R \quad \text{и} \quad C = a_0(\tau) - 2a_1(\tau)Rr + a_2(\tau)r^2.$$

Использование второго (правого) граничного условия приводит к соотношению:

$$a_0(\tau) = a_2(\tau)[R^2 - \delta^2(1 + 2/\mathrm{Bi}_д)],$$

где $\mathrm{Bi}_д = \beta_x\delta/D$ — диффузионное число Био

Таким образом, базисной функцией метода Галеркина в данной задаче является

$$N_i(r) = x^{i-1}[\delta^2(1 + 2/\mathrm{Bi}_д) - (r - R)^2], \tag{9 55}$$

а искомое решение $C(r, t)$ представляет собой линейную комбинацию базисных функций $C(r, \tau) = A_1(\tau)N_1(r) + A_2(\tau)N_2(r) +$ Здесь $A_i(\tau)$ — некоторые зависящие от времени коэффициенты, подбираемые из условия получения наилучшего приближения к точному решению задачи

Будем решать задачу в первом приближении, т е когда

$$C(r,\tau) = A_1(\tau)\ N_1(r) = A_1(\tau)\ [\delta^2(1 + 2/\mathrm{Bi}_д) - (r - R)^2] \tag{9 56}$$

Поставив (9 56) в уравнение диффузии [первое уравнение системы (9.54)], находим невязку (или *остаток*) дифференциального уравнения

$$R_\Omega(A_1, r) = \frac{1}{D}[\delta^2(1 + 2/\mathrm{Bi}_д) - (r - R)^2]\frac{dA_1(\tau)}{d\tau} + 6\left(1 - \frac{2}{3}\frac{R}{r}\right)A_1(\tau) \tag{9 57}$$

Согласно методу Галеркина невязка дифференциального уравнения в исследуемой области должна быть ортогональна базисной функции $N_i(r)$, называемой также функцией формы, т е должно выполняться условие

$$\int_{R}^{R+\delta} R_{\Omega}(A_1, r) N_1(r) r^2 dr = 0,$$

откуда для отыскания функции $A_1(\tau)$ получаем обыкновенное дифференциальное уравнение первого порядка

$$\frac{1}{D}\frac{dA_1(\tau)}{d\tau}\int_{R}^{R+\delta}\left[\delta^2\left(1+\frac{2}{\mathrm{Bi}_д}\right)-(r-R)^2\right]^2 r^2 dr + 6A_1(\tau)\int_{R}^{R+\delta}\left(1-\frac{2}{3}\frac{R}{r}\right)\cdot\left[\delta^2\left(1+\frac{2}{\mathrm{Bi}_д}\right)-(r-R)^2\right] r^2 dr = 0 \quad (9\,58)$$

Вычисляя интегралы и решая получившееся дифференциальное уравнение относительно $A_1(\tau)$, находим

$$A_1(\tau) = K\,\exp(-\mu^2 \mathrm{Fo}_д), \quad (9\,59)$$

где K — постоянная интегрирования, $\mathrm{Fo}_д = D\tau/\delta^2$ — диффузионное число Фурье, а μ^2 — приближенное значение квадрата первого собственного числа задачи, определяемое выражением

$$\mu^2 = \mathrm{Bi}_д \frac{0{,}875\ 10^{-7}\mathrm{Bi}_д(\tilde{R}^4+\tilde{R}^3)+\frac{70}{3}(\mathrm{Bi}_д+3)\tilde{R}^2+35(\mathrm{Bi}_д+4)\tilde{R}+14(\mathrm{Bi}_д+5)}{28(2\mathrm{Bi}_д^2+10\mathrm{Bi}_д+15)\tilde{R}^2+35(\mathrm{Bi}_д^2+6\mathrm{Bi}_д+12)\tilde{R}+4(2\mathrm{Bi}_д^2+14\mathrm{Bi}_д+35)}. \quad (9.60)$$

Здесь $\tilde{R} = R/\delta$

Согласно начальным условиям

$$C(r,0) = 1 = K\,[\delta^2(1+2/\mathrm{Bi}_д)-(r-R)^2]$$

Однако нетрудно заметить, что при любом выборе K точное удовлетворение начального условия обеспечить не удается Поэтому потребуем, чтобы отклонение начального условия приближенного решения от точного значения было минимальным в смысле наименьшего квадратичного отклонения, т е

$$\int_{R}^{R+\delta}\{1-K\,[\delta^2(1+2/\mathrm{Bi}_д)-(r-R)^2]\}^2 r^2 dr = \min,$$

откуда получаем

$$K = \frac{\int_{R}^{R+\delta}[\delta^2(1+2/\mathrm{Bi}_д)-(r-R)^2]\,r^2 dr}{\int_{R}^{R+\delta}[\delta^2(1+2/\mathrm{Bi}_д)-(r-R)^2]^2 r^2 dr},$$

или

$$K=\frac{3{,}5\mathrm{Bi}_{\text{д}}[(20\widetilde{R}^2+15\widetilde{R}+4)\mathrm{Bi}_{\text{д}}+20(3\widetilde{R}^2+3\widetilde{R}+1)]}{\delta^2[(56\widetilde{R}^2+35\widetilde{R}+8)\mathrm{Bi}_{\text{д}}^2+14(20\widetilde{R}^2+15\widetilde{R}+4)\mathrm{Bi}_{\text{д}}+140(3\widetilde{R}^2+3\widetilde{R}+1)]}. \tag{9.61}$$

Следовательно, окончательное решение в компактной форме имеет вид

$$C(r,\mathrm{Fo}_{\text{д}})=\frac{c_{\text{р}}-c(r,\mathrm{Fo}_{\text{д}})}{c_{\text{р}}-c_0}=K\delta^2\left[1+\frac{2}{\mathrm{Bi}_{\text{д}}}-\left(\frac{r-R}{\delta}\right)^2\right]\exp(-\mu^2\mathrm{Fo}_{\text{д}}). \tag{9.62}$$

Средняя по толщине пленки концентрация $\overline{C}(\mathrm{Fo}_{\text{д}})$ равна

$$\begin{aligned}\overline{C}(\mathrm{Fo}_{\text{д}})&=\frac{3}{(R+\delta)^3-R^3}\int_R^{R+\delta}C(r,\mathrm{Fo}_{\text{д}})\cdot r^2dr=\\&=3K\frac{\left(\frac{2}{3}\widetilde{R}^2+\frac{1}{2}\widetilde{R}+\frac{4}{5}\right)\mathrm{Bi}_{\text{д}}+2(\widetilde{R}^2+\widetilde{R}+1)}{(3\widetilde{R}^2+3\widetilde{R}+1)\mathrm{Bi}_{\text{д}}}\exp(-\mu^2\mathrm{Fo}_{\text{д}}).\end{aligned} \tag{9.63}$$

В уравнение (9.63) входит коэффициент массоотдачи β_x, который определяется по выражению

$$\beta_{x_s}=\psi/[1/K_{y_s}-1/\beta_{y_s}].$$

Коэффициент массопередачи, отнесенный к площади поперечного сечения аппарата, определяют из модифицированного уравнения массопередачи:

$$K_{y_s}=\frac{M}{S\Delta y_{\text{ср}}}.$$

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе определяют по уравнению

$$\beta_{y_s}=wn_y.$$

Число единиц переноса по газовой фазе можно рассчитать, используя зависимость, полученную при абсорбции брома щелочными растворами [81]

$$n_y=5{,}3\cdot10^{-2}H_{\text{ст}}^{0,66}L^{0,29}F_{\text{св}}^{-0,82}\rho_{\text{ш}}^{0,3}d_{\text{ш}}^{-0,25}$$

с учетом разницы в коэффициентах диффузии SO_2 и Br_2 (коэффициент пересчета 1,16).

Число ступеней (тарелок) n — рассчитывают по уравнению, вытекающему из выражения, определяющего распределение концентрации по высоте слоя (см. выше):

$$n=\frac{\lg\left[\frac{A-\eta}{A(1-\eta)}\right]}{\lg[1-E_y(1-A^{-1})]}, \tag{9.64}$$

где $\eta = (y_н - y_к)/(y_н - y_н^р)$ — степень извлечения; $A = L/(\psi G)$; L, G — расход жидкой и газовой фаз, соответственно; ψ — коэффициент (константа) распределения.

Коэффициент эффективности E_y (по газовой фазе):

$$E_y = B^{-1}[1 - \exp(Bn_{0y})], \tag{9.65}$$

где

$$B = 1 - 1/A, \tag{9.66}$$

n_{0y} — общее число единиц переноса по газовой фазе

$$n_{0y} = \frac{1}{n_y^{-1} + (An_x)^{-1}}. \tag{9.67}$$

Число единиц переноса по жидкой фазе n_x рассчитывают по эмпирической зависимости [81]:

$$n_x = 0{,}87 w^{0,75} L^{-0,38} H_{ст}^{0,6} F_{св}^{-1,3} \rho_ш^{0,1} d_ш. \tag{9.68}$$

Расчет числа тарелок, проводимый по уравнениям (9.64)–(9.68), не учитывает влияния продольного перемешивания жидкой фазы. Это влияние можно учесть, используя уравнение (для ячеечной модели) [82]:

$$\exp[-(n_{0y})_и / N_1] - \exp(-n_{0y})_{п\,п} = \frac{A}{A-1}\left[\sqrt[N_1]{\frac{A(1-\eta)}{A-\eta}} - \sqrt{\frac{A(1-\eta)}{A-\eta}}\right],$$

где $(n_{0y})_и$ — истинное общее число единиц переноса в газовой фазе (с учетом действительного перемешивания жидкой фазы); $(n_{0y})_{п\,п}$ — общее число единиц переноса в газовой фазе, рассчитанное по модели полного перемешивания; N_1 — число ячеек в одной секции (по ячеечной модели), которое может быть рассчитано по эмпирической зависимости [82]

$$N_1 = 3{,}32 F_{св}^{0,18} L^{-0,25} w^{-0,2} H_{ст}^{0,05} \rho_ш^{0,08}.$$

9.4.4. АБСОРБЕР С ПСЕВДООЖИЖЕННОЙ КОЛЬЦЕВОЙ НАСАДКОЙ

В последнее время в литературе появились работы, в которых описывается применение кольцевой насадки (в виде колец Рашига) для аппаратов с псевдоожиженным слоем.

Кольца, выполненные из инертного по отношению к контактирующим фазам материала, движутся во всех направлениях по криволинейным траекториям, вызывая при этом дробление жидкой фазы на большое количество мелких струй и брызг, которые пронизываются газовыми вихрями. В этом случае, как отмечают авторы работ, осуществляется равномерное распределение псевдоожиженной кольцевой насадки во всем объеме сильно турбулизованного газожидкостного слоя на ступени аппарата. При таком гидродинамическом режиме появляется возможность увеличить время контакта фаз, межфазную поверхность и в совокупности обеспечить высокую интенсивность массопереноса в трехфазной системе.

Как и все процессы, связанные с псевдоожиженным слоем, данный процесс не поддается достаточно строгому математическому описанию. По этой причине ниже приводится методика приближенного расчета абсорбера с кольцевой насадкой в псевдоожиженном слое, развитая в работе [83].

Общее гидравлическое сопротивление одной ступени абсорбера с учетом сопротивления сепаратора определяется как сумма слагаемых сопротивления сухой тарелки ($\Delta p_{ст}$); сопротивления орошаемого сепаратора ($\Delta p_{с}$); сопротивления, обусловленного жидкостью, задержанной в трехфазной системе ($\Delta p_{ж}$); сопротивления от веса кольцевой насадки, находящейся во взвешенном состоянии ($\Delta p_{н}$):

$$\Delta p = \Delta p_{ст} + \Delta p_{с} + \Delta p_{ж} + \Delta p_{н}. \tag{9.69}$$

Составляющие общего гидравлического сопротивления (в Па) подчиняются следующим соотношениям:

$$\Delta p_{ст} = \xi \frac{\rho w^2}{2F_{св}^2}; \tag{9.70}$$

$$\Delta p_{и} \frac{G_{н}}{S} = \rho_{к} g H_{ст}(1-\varepsilon_0); \tag{9.71}$$

$$\Delta p_{с} = 89 w^{2,8} L^{0,6} H_{ст}^{0,75}; \tag{9.72}$$

$$\Delta p_{ж} = 1{,}41 \cdot 10^{4} w^{-0,80} L^{0,47} H_{ст}^{0,22} F_{св}^{-0,83}, \tag{9.73}$$

где w — скорость газового потока в расчете на полное сечение аппарата, м/с; ρ — плотность газа, кг/м^3; $F_{св}$ — свободное сечение провальной тарелки по отношению к полному поперечному сечению аппарата; $G_{и}$ — вес кольцевой насадки, Н; $\rho_{к}$ — эффективная плотность колец насадки, кг/м^3; $H_{ст}$ — высота неподвижного слоя насадки, м; ε_0 — порозность неподвижного слоя кольцевой насадки; L — плотность орошения, м^3/(м^2·с).

Уравнения (9.69)–(9.73) с достаточной степенью точности (±15 %) описывают процесс в пределах изменения величин, проверенных в экспериментах: w от 4 м/с до $w_{макс}$; L = 36÷120 м^3/(м^2·ч); $H_{ст}$ = = 150÷200 мм; $F_{св}$ = 40÷55 %.

Нижний предел устойчивой работы аппарата определяется минимальной скоростью псевдоожижения, которая может быть рассчитана по эмпирической зависимости

$$w_{мин} = 0{,}127\, L^{-0,8} \exp(-1{,}38 \cdot 10^{-3} H_{ст}).$$

Верхний предел устойчивой работы аппарата с сепарационным объемом после каждой ступени определяется максимально допустимой скоростью газа, свыше которой нарушается работа аппарата вследствие интенсивного брызгоуноса на вышележащую тарелку или "прилипания" насадки к верхней ограничительной решетке.

Максимальная скорость газового потока может быть найдена по эмпирическому соотношению

$$w_{макс} = 1{,}716\, L^{-0,22} H_{ст}^{-0,27}.$$

Рабочая скорость газового потока находится в пределах между $w_{мин}$ и $w_{макс}$ (устойчивая работа аппарата). Определив рабочую скорость газового потока, вычисляют диаметр колонны $D_{к}$:

$$D_{к} = \sqrt{\frac{4V}{\pi w}}.$$

Диаметр сепаратора находят из выражения

$$V = \frac{\pi}{4}(D_c^2 - D_к^2)w_c,$$

где D_c — внутренний диаметр сепаратора.

Верхняя часть колонны вдается в сепарационное пространство и заканчивается ограничительной решеткой (решетка высотой h_c, плетеная из полипропиленового прутка диаметром 3 мм с шагом 15 мм, относительное свободное сечение 75 %), так что между внутренним диаметром сепаратора и наружным диаметром колонны образуется кольцевое сечение, скорость газового потока w_c в котором принимается равной 2–2,5 м/с.

Высоту ограничительной решетки сепаратора можно рассчитать по формуле:

$$h_c = \frac{V}{w_{op}\pi D_к F_{св}},$$

где w_{op} — скорость газового потока в отверстиях ограничительной решетки (принимается равной 6 м/с).

Динамическая высота слоя насадки $H_{дин}$ (в мм) может быть найдена по эмпирической зависимости (для условий $F_{св}$ = 50 %):

$$H_{дин} = 1{,}95 w^{1,7} L^{0,6} H_{ст}^{0,52}.$$

Расстояние между ступенями (тарелками) H_c принимается равным высоте $H_{дин}$, рассчитанной при $w = w_{макс}$.

Предлагаемый ниже расчет массопереноса носит частный характер и рассматривается на примере абсорбции фтора из газового потока водой. Фтор – газ, хорошо растворимый в воде, поэтому основное сопротивление массопереносу составляет сопротивление газовой фазы, и коэффициент массопередачи можно принять равным коэффициенту массоотдачи в газовой фазе ($K_y \approx \beta_y$).

Коэффициент массопередачи (в м/ч), отнесенный к поперечному сечению колонны, связан со скоростью газового потока w (в м/с) и числом единиц переноса соотношением

$$K_{y_s} = 3600 w n_{0y}, \tag{9.74}$$

которое получается путем преобразования основного уравнения массопередачи при условии полного перемешивания жидкой фазы и полного вытеснения по газу.

Число единиц переноса n_{0y} для данной конкретной системы $y_к^р = y_н^р = y^р$ (может быть определено следующим образом:

$$n_{0y} = 2{,}31 \lg \frac{y_н - y^р}{y_к - y^р}, \tag{9.75}$$

где $y_н$, $y_к$, $y^р$ — начальная, конечная и равновесная концентрации фтора в газовом потоке, соответственно.

Коэффициент массопередачи (в м/ч) на одной ступени предлагается рассчитывать по эмпирической зависимости:

$$K_{y_c} = 9860 w^{0,8} L^{0,36} H_{ст}^{0,34} F_{св}^{-0,65}. \tag{9.76}$$

Как показали экспериментальные исследования, в случае поглощения фтора водой при увеличении числа ступеней разделяющая способность последующих ступеней снижается. В связи с этим зависимость (9.76) не может быть использована для расчета многоступенчатого аппарата. На основании обработки экспериментальных данных процесса в многоступенчатом аппарате предложена зависимость

$$K_{y_s} = 9860 w^{0,8} L^{0,36} H_{\text{ст}}^{0,24} F_{\text{св}}^{-0,65} \left(\frac{1,1 - 0,25\sqrt{l}}{\sqrt{l}} \right), \qquad (9.77)$$

где l — так называемая средняя высота рабочей зоны, которая изменяется по ступеням. Если расстояние между ступенями H_c, то принимают на первой ступени (по ходу газов) $l_1 = H_c/2$, на второй ступени — $l_2 = l_1 + H_c$, на третьей ступени — $l_3 = l_2 + H_c$ и т.д.

В формулах (9.76) и (9.77) L выражено в м^3/(м^2·ч), $H_{\text{ст}}$ — в мм.

При пользовании формулой (9.77) следует иметь в виду, что должно выполняться условие: $1,1 > > 0,25(l)^{1/2}$.

Таким образом, для определения числа ступеней абсорбера расчет ведут в следующей последовательности.

1. Рассчитывают коэффициент массопередачи $K_{y_{s1}}$ для первой ступени (по ходу газового потока), используя уравнение (9.77).

2. Определяют число единиц переноса на первой ступени

$$n_{0y_1} = \frac{K_{y_{s1}}}{3600 w}.$$

3. Рассчитывают концентрацию фтора в газовом потоке на выходе из первой ступени $y_{\text{к}1}$ (значение $y_{\text{н}}$ задано), используя выражение

$$n_{0y_1} = 2,3 \lg \frac{y_{\text{н}} - y^{\text{р}}}{y_{\text{к}_1} - y^{\text{р}}}.$$

4. Определяют среднее значение коэффициента массопередачи $K_{y_{s2}}$ для второй ступени, принимая $l_2 = l_1 + H_c$.

5. Рассчитывают число единиц переноса во второй ступени

$$n_{0y_2} = \frac{K_{y_{s2}}}{3600 w}.$$

6. Определяют концентрацию фтора в газовом потоке на выходе из второй ступени используя выражение

$$n_{0y_2} = 2,3 \lg \frac{y_{\text{к}_1} - y^{\text{р}}}{y_{\text{к}_2} - y^{\text{р}}}.$$

Подобным образом расчет продолжают до тех пор, пока концентрация целевого компонента в газовом потоке на выходе из последней ступени будет меньше (или равна) конечной концентрации по техническому заданию.

Глава 10.
ИОНООБМЕННАЯ ОЧИСТКА ГАЗОВЫХ ПОТОКОВ

В последнее время для очистки промышленных выбросов от газов с полярными молекулами применяются иониты. Обычно в ионообменных процессах по аналогии с абсорбцией происходят перемещения различных ионов из раствора к поверхности ионита и обратно — от поверхности в раствор, а также внутри зерен ионита, в результате чего осуществляется избирательное поглощение одного или нескольких компонентов.

10.1. ИОНИТЫ. ФИЗИЧЕСКАЯ СУЩНОСТЬ ПРОЦЕССА

Иониты представляют собой нерастворимые твердые вещества, способные обменивать содержащиеся в них ионы на другие ионы, присутствующие в другой (жидкой или газообразной) фазе.

Ионообменные процессы были открыты в природных соединениях типа алюмосиликатов (глин), называемых теперь цеолитами (см. выше) или молекулярными ситами. В них ионы щелочных или щелочноземельных металлов, находящиеся в кристаллической решетке, способны обмениваться с другими катионами, находящимися в другой фазе. В дальнейшем были синтезированы высокомолекулярные полимерные вещества (смолы), отличающиеся стойкостью по отношению к кислотам и основаниям, окислителям и восстановителям.

Искусственный ионит (ионообменная смола) имеет трехмерную решетку высокополимера (чаще всего полистирола), к которому привиты функциональные группировки; природа этих группировок и определяет свойства ионообменной смолы. По знаку заряда активной группы различают два типа ионитов: 1) катиониты и 2) аниониты.

Катиониты содержат следующие активные группы: сульфо-, карбоксильные, фосфорнокислые, аминодиацетатные и др.; аниониты — четвертичные аммониевые основания, фосфониевые, сульфониевые и т.д.

Известно много способов получения ионитов [84]. Для промышленного производства сульфосмол и смол с четвертичными аммониевыми основаниями используют сополимер стирол и дивинилбензол. Гомогенный гель пронизывается сеткой углеводородных цепей. Затем сульфированием, хлорметилированием или аминированием к нему прививают активные группы. Карбоксильные смолы приготовляют конденсационным способом, путем организации конденсации акриловой или метакриловой кислот с дивинилбензолом.

Одна и та же смола может содержать несколько функциональных групп различной природы (например, сульфо- и карбоксильные). Такие смолы называют полифункциональными.

Иониты используют в виде зерен неправильной или сферической формы. Для получения зерен определенных размеров смесь мономеров, содержащую катализатор полимеризации, вводят в водный раствор при сильном перемешивании. Ввод стабилизатора эмульсии позволяет изменять размеры получаемых гранул.

Получены также крупнопористые иониты и иониты с наиболее упорядоченной структурой и близкими по размерам порами (так называемые изопористые). Известны иониты с окислительно-восстановительными и электронообменными свойствами.

Предполагают, что механизм ионного обмена включает следующие стадии: диффузия вытесняющих ионов из ядра жидкой фазы к поверхности ионита; диффузия вытесняющих ионов с поверхности ионита вглубь его зерна к точкам обмена; обмен ионов на активных центрах; диффузия вытесненных ионов от точек обмена зерна ионита к его поверхности; диффузия вытесненных ионов от поверхности зерна ионита в ядро жидкой фазы.

Как и обычно в физической химии, скорость процесса в целом лимитирует та стадия, скорость на которой минимальна. Скорость процесса на третьей стадии хорошо описывается уравнениями кине-

тики химических реакций, скорость диффузии может быть описана обычным уравнением эквимолярной противоточной диффузии или уравнением массообмена, например:

$$d(Gy) = k_y(y_i - y)dF = K_y(y^p - y)dF, \tag{10.1}$$

где G — мольный поток фазы G; y — мольная доля наиболее легколетучего компонента в фазе G; dF — поверхность контакта фаз, соответствующая дифференциальной высоте массообменного аппарата; y^p — равновесная мольная доля легколетучего компонента; y_i — то же на поверхности контакта фаз; k_y — коэффициент массоотдачи; K_y — коэффициент массопередачи.

Если скорость процесса на третьей стадии существенно превышает скорость диффузионных стадий, то размеры ионообменной аппаратуры можно рассчитывать с помощью уравнения:

$$\int_0^H dH = G\int_{y_1}^{y_2}\frac{dy}{k_y af(y_i - y)} = G\int_{y_1}^{y_2}\frac{dy}{K_y af(y^p - y)}, \tag{10.2}$$

где H — высота противоточного массообменного аппарата; a — удельная поверхность единицы объема ионита; f — площадь свободного поперечного сечения аппарата. Уравнение (10.2) применимо, если мольный расход фазы G в колонне можно считать постоянным.

В тех случаях, когда скорость процесса лимитируется скоростью химической реакции (скоростью обмена ионами) на третьей стадии, требуется выполнять расчеты закономерностей кинетики гетерогенной химической реакции двойного обмена.

До недавнего времени иониты использовались лишь для сорбции различных веществ из растворов, однако благодаря возможности принимать любую химическую форму, необходимую для реакции с определенным газом, высокий уровень емкости, химической стойкости, прочности зерен и простоте регенерации иониты вполне приемлемы и перспективны для разделения и очистки газов.

Физическая сущность ионообменной очистки промышленных выбросов изучена еще недостаточно.

Поглощение газа ионитами представляет собой молекулярную сорбцию частицами гелеобразного полиэлектролита. При этом осуществляется химическая реакция молекул газа с ионитом, а также происходит растворение некоторого количества газа в воде, содержащейся в ионите. Высокополярные молекулы газа могут сольватировать ионы полиэлектролита, вытесняя гидратную влагу.

Иониты в качестве сорбентов газов обладают свойствами твердых сорбентов поверхностного действия (по механическим характеристикам и физической форме), жидких поглотителей (сорбируемое вещество распределяется по всей массе ионита) и хемосорбентов (обеспечивается химическая избирательность процесса), т.е. имеют комплексные характеристики.

Изучение механизма и кинетики сорбции газов ионитами особенно активно проводится последние 15–20 лет [85–87].

Рассмотрим несколько характерных примеров сорбции основных и кислых газов ионитами в динамических условиях.

10.1.1. ПОГЛОЩЕНИЕ АММИАКА

Из газов основного характера наиболее хорошо изучена сорбция аммиака [88]. На рис. 10.1 приведена зависимость динамической активности A от содержания воды в ионитах, концентрации поглощаемого газа, его скорости и высоты слоя ионита.

Наиболее существенное влияние на сорбцию газа оказывает влажность ионита: эффективность поглощения газа понижается при содержании в ионите воды ниже определенного минимального количества. Так, например, при сорбции NH_3 катионитом КУ-2 в H-форме максимальная динамическая активность (98–99 %) достигается лишь в тех случаях, когда ионит содержал не менее 20–23 %

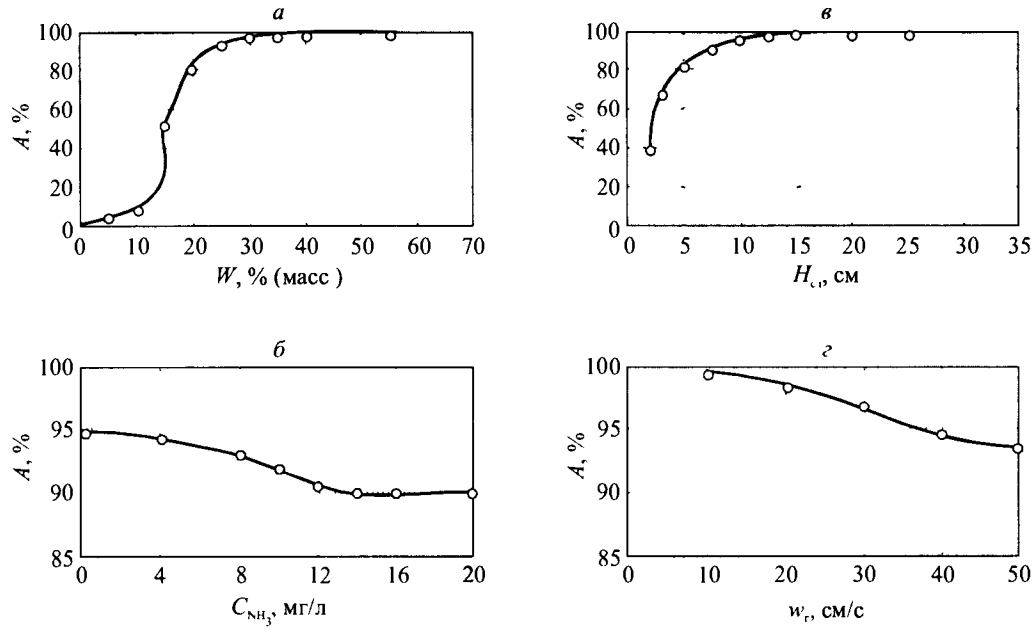


Рис. 10.1. Зависимость динамической активности катионита КУ-2 при сорбции аммиака:
а — от содержания воды в ионите W C_{NH_3} = 4 мг/л, $w_г$ = 0,1 м/с, $H_{сл}$ = 0,12 м, $d_ч$ = 0,5÷1 мм, t = 20 °С); *б* — от концентрации газа [влажность катионита КУ-2 W = 30 % (масс.)]; *в* — от высоты слоя ионита $H_{сл}$ (W = 30 % (масс)); *г* — от линейной скорости газа $w_г$ (W = 30 % (масс))

(масс.) воды, причем снижение влажности ионита до 10 % приводило к падению динамической активности A до 15 %. При дальнейшем уменьшении влажности падение активности замедляется, и ионит, высушенный при 105 °С, еще способен сорбировать около 2 % максимального содержания аммиака до проскока.

Вероятно, наряду с ионным механизмом реакции в присутствии воды

$$NH_3 + H_2O \rightarrow NH_4^+ + OH^- + RH \rightarrow RNH_4 + H_2O$$

происходит прямое присоединение аммиака к сульфогруппам ионита

$$RH + NH_3 \leftrightarrow RNH_4.$$

Низкую активность сухих ионитов при поглощении ими газов можно объяснить плохой доступностью некоторого количества функциональных групп ненабухшего ионита, а также малой вероятностью сближения молекулы газа с функциональной группой на расстояние межмолекулярного взаимодействия.

Некоторое снижение динамической активности при увеличении концентрации газа (рис. 10.1, *б*) обусловлено, по-видимому, испарением воды вследствие повышения температуры в зоне реакции из-за экзотермического характера реакции взаимодействия с аммиаком. Влияние гранулометрического состава ионита выражается некоторым снижением активности для фракций 1,0–1,2 и 1,2–1,5 мм (при постоянном значении A для исходного состава 0,2–1,0 мм). После пяти циклов сорбция – десорбция постоянная активность сохраняется для фракции 0,2–0,5 мм, а для фракций с d > 0,5 мм она снижается на величину от 3 до 20 %.

10.1.2. ПОГЛОЩЕНИЕ ДИОКСИДА УГЛЕРОДА

Из процессов с участием кислых газов типичным является поглощение CO_2 [88]. Процесс идет, в основном, за счет реакции нейтрализации с CO_3- или OH-формой анионита. На рис. 10.2 представ-

лены зависимости динамической активности сорбции диоксида углерода анионитом АВ-17×8 (в карбонатной форме) от высоты слоя ионита, его крупности, концентрации поглощаемого газа и его (газа) скорости. Из данных рис. 10.2, *в* следует, что полная динамическая активность ($a_д$ = 0,95 — прямая 1–3; для кривых 1, 2 и 3 $a_д$ = 0,50) для трех фракций ионита (0,43; 0,76 и 1,19 мм) практически не зависит от диаметра частиц ионита и скорости газового потока в диапазоне 0,5–7,0 м/мин (в расчете на полное сечение адсорбера) и составляет около 4,5±0,2% CO_2 к массе влажного ионита.

Зависимость динамической активности при работе ионита до проскока c/c_0 = 0,5 от скорости газового потока показывает снижение A (тем большее, чем крупнее частица ионита) и описывается эмпирической формулой

$$a_{д\,0,5} = k\, w_г^{-n},$$

где $w_г$ — скорость газа, м/мин; k и n — постоянные для каждой фракции ионита. Постоянная n численно совпадает со средним диаметром зерен фракции (в мм).

Гидравлическое сопротивление слоя ионита потоку воздуха описывается эмпирическим уравнением

$$\Delta p = A' H_{сл} w_г^{n'},$$

где A' и n' — постоянные, зависящие от природы ионита; $H_{сл}$ — высота слоя ионита, м; $w_г$ — скорость газа, м/с.

Максимальная динамическая активность ионита (см. рис. 10.2, *а*) достигается при высоте слоя $H_{сл}$ = 0,7 м. Из данных рис. 10.2, *б* следует, что полная динамическая активность анионита практически не изменяется при уменьшении концентрации CO_2 в воздухе до 0,7–0,8 % (об.), после чего наблюдается заметное уменьшение сорбционной емкости. Это свидетельствует о перспективности использования анионитов в карбонатной форме для концентрирования диоксида углерода.

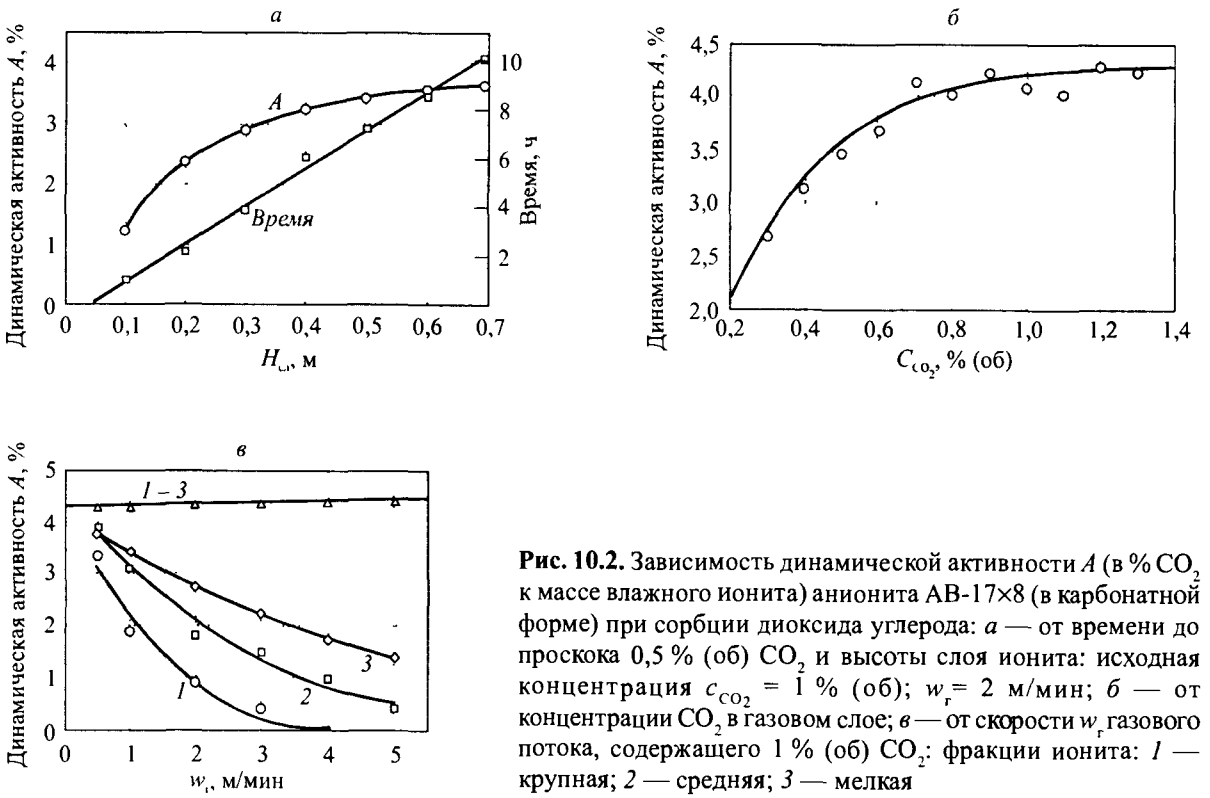


Рис. 10.2. Зависимость динамической активности A (в % CO_2 к массе влажного ионита) анионита АВ-17×8 (в карбонатной форме) при сорбции диоксида углерода: *а* — от времени до проскока 0,5 % (об) CO_2 и высоты слоя ионита: исходная концентрация c_{CO_2} = 1 % (об); $w_г$ = 2 м/мин; *б* — от концентрации CO_2 в газовом слое; *в* — от скорости $w_г$ газового потока, содержащего 1 % (об) CO_2: фракции ионита: *1* — крупная; *2* — средняя; *3* — мелкая

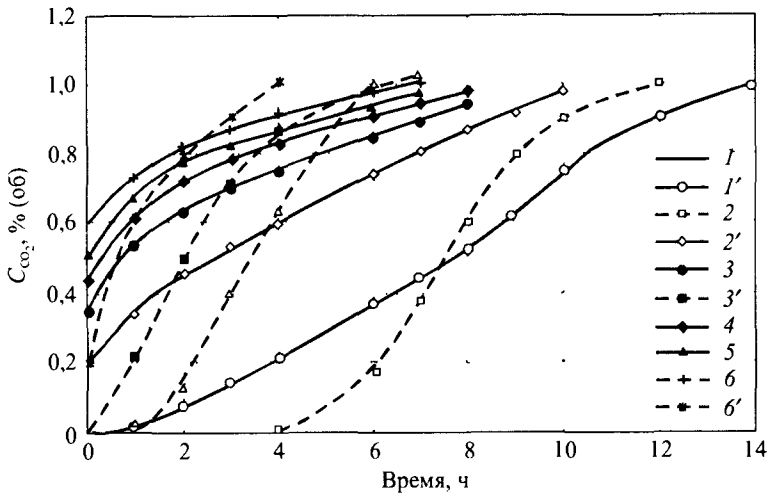


Рис. 10.3. Выходные кривые сорбции диоксида углерода из газовой смеси (c_{CO_2} = 1 % (об.)) карбонатной формой анионита АВ-17×8 при различных скоростях газового потока $w_г$:
значения $w_г$ (в м/мин): *1* — 0,5; *2* — 1,0; *3* — 2,0; *4* — 3,0; *5* — 4,0; *6* — 5,0; сплошные линии — крупная фракция, штриховые — мелкая

На рис. 10.3 приведены полные выходные кривые поглощения диоксида углерода карбонатной формой крупной (сплошные линии) и мелкой (штриховые линии) фракций анионита из газовой смеси (с содержанием CO_2, равным 1 % (об.)). Из данных рисунка следует, что применение анионита с большей дисперсностью приводит к увеличению времени до проскока и к обострению фронта выходной кривой. Такая зависимость скорости ионообмена от размера зерен ионита указывает на определяющую роль одного из диффузионных процессов в механизме поглощения диоксида углерода карбонатной формой анионита.

10.1.3. ПОГЛОЩЕНИЕ ДИОКСИДА СЕРЫ

Процесс поглощения диоксида серы увлажненными ионитами определяется сорбцией и растворимостью SO_2 в воде (или другой жидкости) [89].

При поглощении SO_2 водой получается сернистая кислота, которая распадается на ионы (в водном растворе):

$$SO_2 + H_2O \leftrightarrow H_2SO_3 \leftrightarrow HSO_3^- + H^+$$
$$\updownarrow$$
$$SO_3^{2-} + 2H^+$$

В соответствии с записанной реакцией поглощенный диоксид серы находится в растворе в виде физически растворенного SO_2, недиссоциированной сернистой кислоты и ионов SO_3^{2} и HSO_3^-. Сернистая кислота вступает в реакцию нейтрализации с основаниями (практически она может реагировать даже с первичными аминогруппами анионитов). Степень этого взаимодействия зависит от силы основания.

Поглощение SO_2 анионитами в солевой форме идет по следующей схеме:

$$R_2CO_3 + SO_2 \rightarrow R_2SO_3 + CO_2$$

$$R_2CO_3 + 2SO_2 + H_2O \rightarrow 2RHSO_3 + CO_2.$$

Поглощение SO_2 анионитами в ОН-форме описывается реакцией

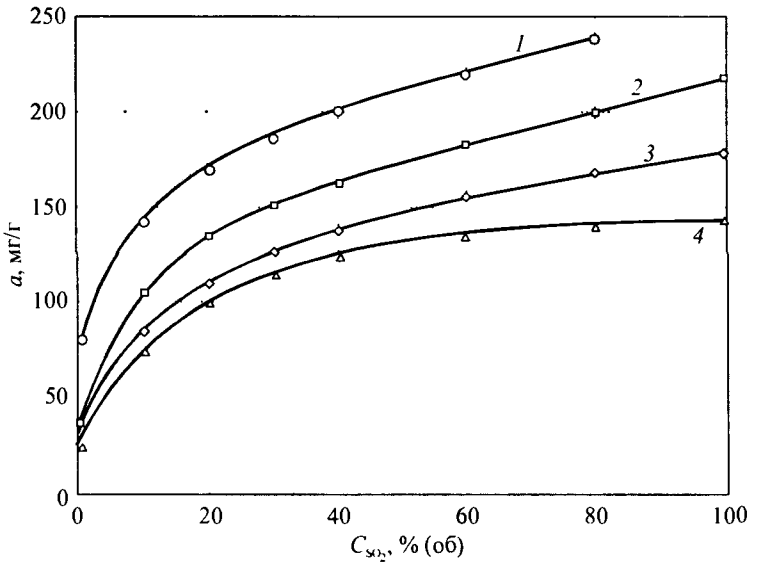


Рис. 10.4. Изотермы сорбции диоксида серы анионитом В-17 при *t*, °С: *1* — 30,5; *2* — 41; *3* — 51; *4* — 61

$$ROH + SO_2 \rightarrow RHSO_3.$$

Из рассмотрения этих реакций следует, что в их основе лежит принцип вытеснения с образованием солевой формы анионита в виде сульфитбисульфитного иона.

На рис. 10.4 приведены изотермы сорбции SO_2 на анионитах В-17 (японского производства).

В настоящее время считают, что стадиями, определяющими скорость ионного обмена, являются: 1) диффузия в зерне ионита (внутридиффузионная кинетика) или 2) диффузия в слое газа, непосредственно омывающего частицу ионита (внешнедиффузионная кинетика). В некоторых случаях на скорость ионообмена влияют обе стадии (смешанная кинетика).

На рис. 10.5 представлены кинетические зависимости сорбции SO_2 ионитами различных марок при разных условиях проведения процесса. На рис. 10.5, *а* показано влияние влажности ионита на

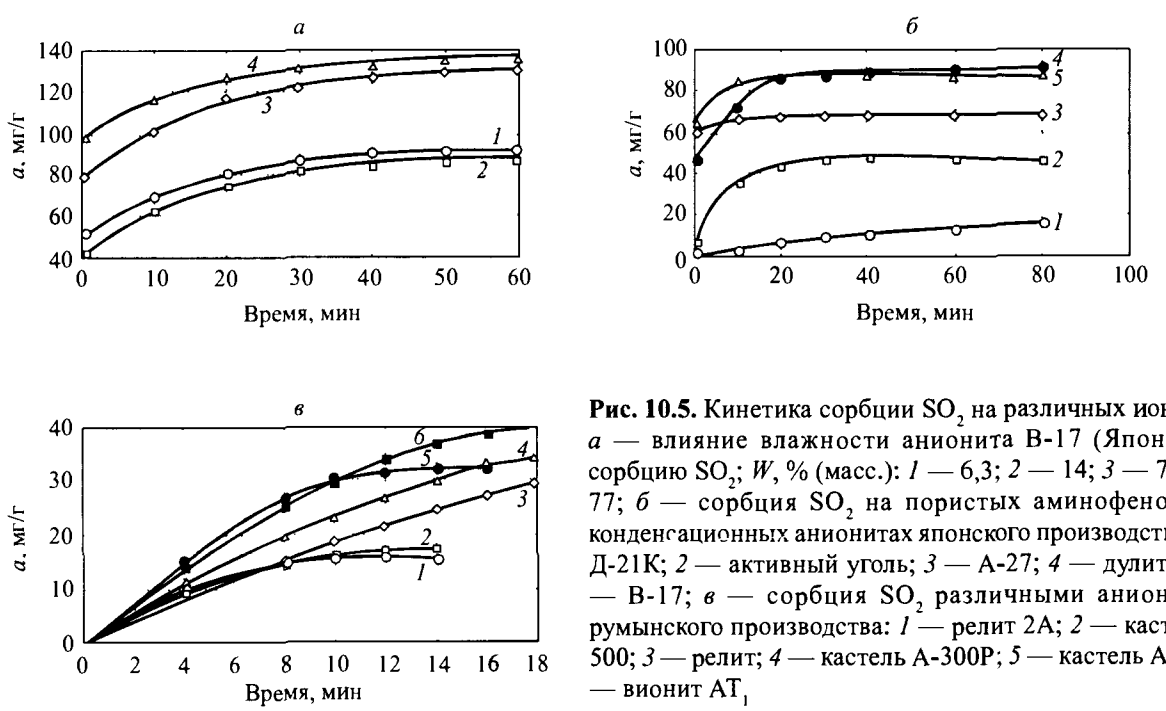


Рис. 10.5. Кинетика сорбции SO_2 на различных ионитах: *а* — влияние влажности анионита В-17 (Япония) на сорбцию SO_2; *W*, % (масс.): *1* — 6,3; *2* — 14; *3* — 70; *4* — 77; *б* — сорбция SO_2 на пористых аминофенольных конденсационных анионитах японского производства: *1* — Д-21К; *2* — активный уголь; *3* — А-27; *4* — дулит А-7; *5* — В-17; *в* — сорбция SO_2 различными анионитами румынского производства: *1* — релит 2А; *2* — кастель А-500; *3* — релит; *4* — кастель А-300Р; *5* — кастель А-300; *6* — вионит AT_1

кинетику поглощения. Увлажнение ионита В-17 улучшает его кинетические характеристики, хотя при малой влажности динамическая активность ионита даже меньше, чем у сухого ионита.

Кинетические кривые сорбции SO_2 на пористых аминофенольных конденсационных анионитах в Na- и OH-формах представлены на рис. 10.5, *б*. Концентрация SO_2 в газовом потоке составляла 2 %. Размер пор в образцах изменялся от $3 \cdot 10^{-7}$ до $4 \cdot 10^{-8}$ м (объем пор достигал 2 см^3/г смолы).

Наилучшими сорбционными характеристиками обладают аниониты с большим размером пор (хотя при этом объем пор уменьшается). Аниониты А-27 (OH-форма) и В-17 [NH_2(ONa)-форма] показывают почти одинаковое время отработки емкости (5–10 мин) — лучшее, чем активный уголь из скорлупы кокосового ореха. Сильноосновной анионит Д-21К имеет плохие кинетические характеристики.

Из данных рис. 10.5, *в* видно, что при поглощении на сильноосновных анионитах OH-формы (румынского производства) полное насыщение анионитов исследованных марок наступает через 8–16 ч (исходная концентрация SO_2 составляла 0,5 %).

Из рассмотренных примеров следует, что метод очистки промышленных выбросов от вредных газовых компонентов ионитами весьма перспективен и является конкурентоспособным другим сорбционным методам газоочистки.

10.2. МЕТОДЫ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ОЧИСТКИ ГАЗОВЫХ ПОТОКОВ ИОНИТАМИ

Как уже отмечалось ранее, очистка газовых потоков ионитами пока еще не получила широкого промышленного применения. Однако накопленный к настоящему времени опыт лабораторных, полупромышленных и промышленных исследований позволяет выработать вполне определенные практические рекомендации по интенсификации этого процесса. Некоторые методы, вытекающие из этих рекомендаций, рассматриваются ниже.

10.2.1. ПРИМЕНЕНИЕ ИОНИТОВ РАЗЛИЧНЫХ ФОРМ

При очистке промышленных выбросов от основных газов, например от аммиака, эффективность поглощения может быть существенно увеличена при использовании катионов в формах таких металлов, как Cu, Co, Al, Cd, и других, являющихся комплексообразователями для аммиака. Например:

$$R_2Cu + 4NH_3 \rightarrow R_2Cu(NH_3)_4$$

$$R_2Zn + 4NH_3 \rightarrow R_2Zn(NH_3)_4$$

$$R_2Mg + 2NH_3 \rightarrow R_2Mg(NH_3)_2$$

Сорбция за счет комлексообразования увеличивает динамическую активность катионита, а также облегчает проведение его регенерации.

Тонкая очистка от аммиака и пиридиновых оснований может осуществляться с помощью крупнопористых катионитов типа КУ-2-12П. При толщине слоя ионита 0,12 м и скорости газовоздушной смеси, равной 0,058 м/с (влажность смеси $\varphi = 40 \div 60$ % и $t = 15 \div 25$ °С) содержание аммиака в воздухе снижается в пределах от 11–230 до 0,22–1,35 мг/м^3. Достигается степень очистки порядка $\eta = 88 \div 99$ %. Динамическая обменная емкость по аммиаку составляет 2,4 мг-экв/г.

В таких же условиях концентрация пиридина уменьшается с 5,1–32,7 до 0,22–1,35 мг/м^3. Степень очистки воздушного потока от пиридиновых оснований достигает 92 % (в условиях использования для очистки неподвижного слоя ионита).

10.2.2. СМЕШАННЫЕ ИОНИТЫ

В тех случаях, когда необходимо вести одновременно поглощение двух или более газов различной природы (например, NH_3 и CO_2), а также при необходимости очистки промышленных выбросов от смесей газов одной природы, но с различными химическими свойствами (поглощение которых идет по различным механизмам) рекомендуется [88] использовать аппараты со смешанными ионитами.

Смешанные иониты (смеси анионитов и катионитов) используются также для улавливания аэрозолей (SO_3, NH_4Cl, смесь NaOH и Na_2CO_3), галогенов и др. Например, дым хлорида аммония при пропускании воздушного потока через увлажненный смешанный слой ионитов поглощается по схеме:

$$RH + R'OH + NH_4Cl \rightarrow RNH_4 + R'Cl + H_2O.$$

Такие иониты могут найти применение для поглощения сероводорода из воздуха (процесс может идти по различным механизмам — нейтрализации, окисления или образования труднорастворимых сульфидов).

Таким образом, на основе экспериментальных данных, исходя из механизма взаимодействия, можно подобрать оптимальные форму и природу ионитов для составления из них смешанного слоя, в котором могут поглощаться несколько газовых примесей из воздушных и газовоздушных потоков.

10.2.3. ВОЛОКНИСТЫЕ УГЛЕРОДИСТЫЕ ИОНИТЫ

В последние годы большой практический интерес вызвали волокнистые углеродные иониты [90]. Эти материалы относятся к новому классу сорбентов, обладающих специфическими свойствами.

Волокнистые углеродные иониты обладают более высокой термической, химической и радиационной стойкостью (по сравнению с синтетическими ионообменными смолами) и могут применяться в тех случаях, когда затруднено использование сорбентов в гранулах или зернах.

Ионообменные углеродные волокна синтезированы путем окисления, сульфирования, фосфолирования и аминирования углеродных и металлоуглеродных волокон, карбонизированных до температур 400–650 °С. Физико-химические свойства некоторых волокнистых ионитов приведены в табл. 10.1.

Из данных табл. 10.1 следует, что угольные катионообменные волокнистые материалы обладают достаточно высокой обменной емкостью.

Угольные волокнистые иониты могут быть синтезированы практически со всеми известными типами ионогенных форм. Катионообменные угольные волокна получены при обработке углеродных волокон раствором фосфорной кислоты (иониты содержат фосфорнокислые группы). Их обменная емкость составляет 2,5 мг-экв/г.

Исследования показали, что обменная емкость угольных волокнистых ионитов снижается, а прочность увеличивается при возрастании температуры, при которой получено исходное углеродное волокно.

Таблица 10.1

Физико-химические характеристики угольных волокнистых ионитов

Обработка	Температура, при которой получено волокно, °С	Обменная емкость, мг-экв/г	Прочность на разрыв, Н/мм^2	
			до обработки	после обработки
Сульфирование H_2SO_4	500	7,0	—	—
	550	4,5	270	220
	600	2,86	—	—
Окисление HNO_3	600	5,60	355	238
	650	3,23	392	300
	700	2,60	460	382

Таблица 10.2

Характеристики углеродных волокнистых ионитов

Исходный углеродный материал	Полная обменная емкость, мг-экв/г	Зольность, % (масс.)	Характеристика микропор		E, кДж/моль
			W_0, $см^3/г$	$B \cdot 10^{-6}$ $м^{-1}$	
Ткань УУТ – 2/4	3,80	2,09	0,178	1,28	17
Углеродный жгут	2,47	1,34	0,226	0,78	21,6

Разработан также способ получения полифункциональных углеродных ионитов в виде ткани, волокон и нетканого материала. Эти иониты обладают повышенной прочностью, увеличенной обменной емкостью (до 6–8 мг-экв/г) и пористостью, что обеспечивает повышение эффективности процессов ионообменной сорбции газов различной природы.

Основные характеристики волокнистых ионитов, полученных в промышленных условиях, приведены в табл. 10.2.

Соответствующая обработка высокотемпературных углеродных волокнистых материалов позволила получить полифункциональные иониты, которые могут найти применение в процессах очистки выбросов и при фильтровании агрессивных сред.

Полифункциональные волокнистые иониты, безусловно, найдут применение при очистке дымовых газов и вентиляционных выбросов.

10.3. РЕГЕНЕРАЦИЯ ИОНИТОВ

При ионообменной очистке газовых выбросов очень важен вопрос эффективной регенерации ионита и возможности десорбции поглощенного газа.

Особый интерес представляет выделение поглощенного ионитом диоксида серы, поскольку санитарная очистка воздуха от SO_2 является одной из важнейших проблем охраны окружающей среды (исследованиями показано, что от 85 до 90 % серы, содержащейся в твердом топливе — угле — попадает в атмосферу в виде SO_2).

Известно несколько способов удаления SO_2 из ионитов [89].

1. В основе сорбционного цикла лежит реакция образования и разложения бисульфитной формы анионита

$$R'_2SO_3 + SO_2 + H_2O \underset{t_2}{\overset{t_1}{\leftrightarrow}} 2R'HSO_3,$$

причем $t_1 < t_2$.

С анионитами низкой основности SO_2 связан слабо, поэтому его выделение возможно осуществить просто при повышении температуры. Необходимо, однако, учесть, что аниониты характеризуются низкой термостойкостью и выдерживают нагрев только до 60–80 °С (винилпиридиновые смолы можно нагревать до 150 °С). Кроме температуры на десорбцию SO_2 оказывает влияние влажность исходного газового потока.

2. Можно применить газовый десорбент, способный вытеснить SO_2 из ионита. Например, с аммиаком или хлористым водородом

$$R_2'SO_3 + 2HCl \rightarrow 2R'Cl + SO_2 + H_2O.$$

3. Десорбция SO_2 растворами оснований. Так, например, для сильноосновного анионита применяют щелочь или соду, для слабоосновного — растворы аммиака или карбоната аммония

$$R_2'SO_3 + Na_2CO_3 \rightarrow R_2'CO_3 + Na_2SO_3$$

4. Если кислый газ поглощается слабоосновным **катионитом в солевой форме**, то **при обработке** ионита сильной кислотой происходит регенерация

$$R(COO)Na + H_2SO_4 \rightarrow R(COOH) + NaHSO_3.$$

Таким образом, все методы регенерации ионитов в случае поглощения SO_2 (или других кислых газов) можно разделить на две группы: *I* — промывка жидкостью (водой, растворами щелочей и карбонатов); *II* — вытеснение газами.

Отечественные иониты (ЭДЭ-10П, АН-2Ф, АН-1, АВ-17) регенерируют от SO_2 промывкой однонормальным раствором NaOH (расход щелочи составляет 0,3 кг на 1 кг смолы). После 8 циклов емкость анионита ЭДЭ-10П уменьшается примерно вдвое.

Регенерация катионита при поглощении NH_3 в случае использования цинк- и магнийаммиачных форм катионитов может осуществляться водой. Так, при пропускании воды через отработанный слой катионита (особенно в Mg-форме) сорбированный аммиак вымывается:

$$R_2Zn(NH_3)_4 + nH_2O \rightarrow R_2Zn + 4NH_4OH$$

$$R_2Mg(NH_3)_2 + nH_2O \rightarrow R_2Mg + 2NH_4OH.$$

В результате регенерации можно получить достаточно концентрированные растворы аммиака.

Представляет интерес электрохимический метод регенерации ионитов, который испытан пока лишь для регенерации ионитов, используемых для обессоливания воды (с удельным сопротивлением 10–20 мОм·см).

Степень регенерации α ионитов в поле градиента электрического потенциала может быть рассчитана по формуле

$$\alpha = 1 - \exp\left(-u_i \frac{\Delta\varphi}{l} f\,\tau\right),$$

где u_i — подвижность противоиона; f, l — площадь поперечного сечения и длина слоя ионита соответственно; $\Delta\varphi$ — падение напряжения в слое ионита; τ — время регенерации.

При осуществлении электрохимической регенерации ионита можно полностью автоматизировать процесс.

10.4. РАСЧЕТ ПРОМЫШЛЕНЫХ ИОНООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

В основе инженерного расчета ионообменной аппаратуры колонного типа до сих пор используют уравнения материального баланса с учетом динамической емкости ионита до проскока удаляемого иона, найденной экспериментально. Такой метод является чрезвычайно приближенным и может служить только для ориентировочных расчетов.

Целесообразно вести расчет ионообменных колонн для очистки газов с использованием закономерностей динамики сорбции и основных зависимостей, характеризующих массообменные процессы (уравнение массопередачи и т.д. — см. гл. 9). Определяя кинетические коэффициенты ионообмена при поглощении газов, необходимо учитывать установленную многочисленными исследованиями неприменимость закона Фика в обычно излагаемой трактовке для описания переноса массы в такой пространственно-неоднородной системе, как пористая среда, заполненная жидкостью (или газом).

Создание математических моделей ионообмена при поглощении основных и кислых газов, а также паров различными формами ионитов – важнейшая задача на пути разработки надежных инженерных методов расчета ионообменных колонн для процесса очистки газов.

Для инженерного расчета высоты ионообменных аппаратов в зависимости от их назначения (ионообменная очистка газа или регенерация ионита) в настоящее время можно применить общие методы расчета противоточных или противоточно-ступенчатых аппаратов на основе классических представлений теории массопередачи о высоте единицы переноса (ВЕП) или высоте, эквивалентной теоретической ступени (ВЭТС).

ВЭТС определяют на основе данных кинетики (выходные кривые) и статики процесса. Для этого рассчитывают коэффициент массопередачи и движущую силу процесса (среднеинтегральную или среднелогарифмическую разность концентраций), по которым определяют необходимое время контакта (теоретическое). Высота колонны находится по выражению

$$H = \text{ВЭТС} \cdot N_т K_м ,$$

где $N_т$ — число ступеней контакта; $K_м$ — коэффициент моделирования эффективности (для пульсационных колонн при $D_{ап} < 1{,}2$ м коэффициент $K_м = 1$).

Глава 11.
ДИФФУЗИЯ АЭРОЗОЛЕЙ В АТМОСФЕРЕ

В плане угрозы общественному здоровью в широком смысле слова аэрозоли представляют опасность вследствие диффузии в атмосфере промышленных районов. Турбулентная диффузия взвешенных в атмосфере частиц представляет собой проблему большой практической важности. Распространение дыма промышленных предприятий приобрело в настоящее время серьезное значение в связи с охраной общественного здоровья, особенно в связи с деятельностью такой общественной организации, как Гринпис. В сельском хозяйстве инсектициды нередко применяются в виде аэрозолей для получения равномерного осадка на почве, воде или растениях, а в некоторых случаях и для нанесения на летящих насекомых. Распространение спор грибков, вызывающих различные болезни растений, и перенос пыльцы и других дыхательных аллергенов — примеры других практически важных случаев атмосферной диффузии. Законы турбулентной диффузии в атмосфере применяются также при изучении распространения ядовитых газов, выпадения радиоактивной пыли, образующейся при атомных взрывах, и при маскировке военных объектов дымовыми завесами.

В этом разделе мы перейдем от индивидуальных частиц к аэрозольным облакам в целом, представляющим собой неустойчивые системы частиц, которые в процессе переноса по ветру рассеиваются турбулентными вихрями, выпадают на землю и вымываются дождем. Поведение аэрозольных облаков в свободной атмосфере сильно зависит от метеорологических условий.

Форма аэрозольного облака в атмосфере зависит, прежде всего, от расположения, типа и формы выпускающего его источника. Источник может находиться практически на уровне земли (например, наземный дымовой генератор) или на значительной высоте (например, заводская труба). Это — примеры непрерывно действующих источников. Но иногда выпуск аэрозольного облака происходит практически мгновенно, как, например, в случае взрыва резервуара с горючим или автомобиля. Мы различаем также точечные источники — изолированные дымовые генераторы или трубы; линейные источники, состоящие из ряда точечных источников, расположенных вдоль прямой линии, обычно под прямым углом к направлению ветра, и плоские источники, состоящие из ряда точечных источников, расположенных внутри ограниченного участка земной поверхности.

При умеренном ветре дым от непрерывного точечного источника распространяется по ветру в виде длинного конического факела, расширяющегося в вертикальном и горизонтальном направле-

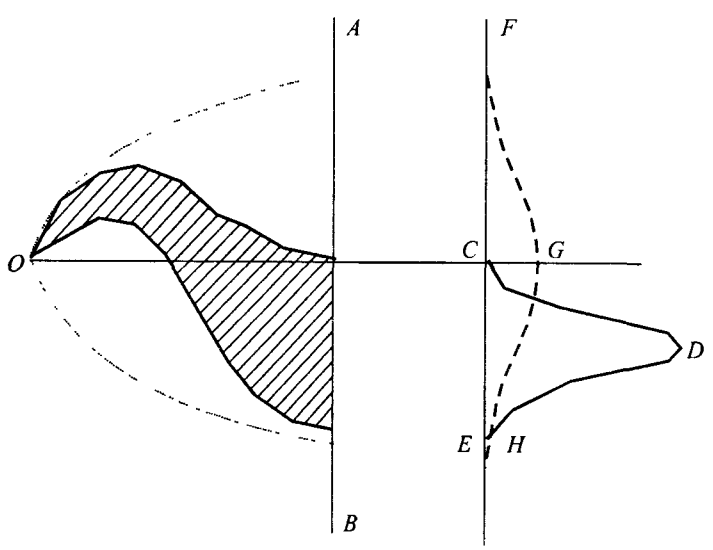


Рис. 11.1. К понятию дымового факела

нии по мере удаления от источника. Если смотреть сверху, то в некоторый произвольный момент времени факел имеет вид, показанный штриховкой на рис 11.1. Он колеблется из стороны в сторону и в течение нескольких минут может покрыть площадь, заключенную между пунктирными линиями. Если произвести мгновенный отбор проб дыма в точках, расположенных вдоль прямой AB, и построить кривую распределения концентраций в поперечном сечении факела, то получится кривая CDE с высоким пиком и узким основанием. Однако, если производить непрерывный отбор проб в тех же точках в течение нескольких минут, то поперечный профиль концентрации FGH становится значительно шире и ниже. В данной главе мы будем иметь в виду именно эти осредненные по времени значения концентрации.

11.1. ТУРБУЛЕНТНАЯ ДИФФУЗИЯ И АТМОСФЕРНАЯ ТУРБУЛЕНТНОСТЬ

Турбулентность нижних слоев атмосферы вызвана как механическими, так и тепловыми процессами. Вследствие трения слоев воздуха о земную поверхность ветер становится порывистым, а тепловая турбулентность обусловлена неустойчивостью воздушных слоев, получающих теплоту от нагретой солнцем земли. Если нижние слои воздуха не приобретают и не теряют теплоты, то с высотой температура изменяется очень слабо; атмосфера находится в состоянии безразличного равновесия, и турбулентность воздуха вызывается, главным образом, механическими причинами. С усилением солнечного нагрева устойчивость атмосферы нарушается, падение температуры с увеличением высоты возрастает, и турбулентность значительно усиливается. Температурный градиент, при котором дым быстро рассеивается во всех направлениях, обычно достигается в ясные дни, приблизительно через час после восхода солнца и заканчивается за час до заката. В ясные тихие ночи тепловое излучение с поверхности земли вызывает инверсию температурного градиента. Атмосферная турбулентность при этом минимальна, и рассеяние дыма замедляется чрезвычайно сильно. Таким образом, в степени турбулентности атмосферы вблизи земной поверхности ясно выражены суточные изменения. Из среднего вертикального температурного перепада и скорости ветра можно составить безразмерную функцию — число Ричардсона. Именно это число определяет степень атмосферной турбулентности и опосредовано характеризует отношение сил плавучести и сил инерции воздушной среды, обусловленных ее турбулентностью,

$$\mathrm{Ri} = \frac{g}{\overline{T}} \cdot \frac{T_{10\,\text{м}} - T_0}{\hat{u}^2},$$

где $\hat{u} = 0{,}1U$, а U — скорость на высоте 10 м.

11.1.1. ПАРАМЕТРЫ И КРИТЕРИИ, ОПРЕДЕЛЯЮЩИЕ КОНЦЕНТРАЦИЮ АЭРОЗОЛЯ В ПРИЗЕМНОМ СЛОЕ ВОЗДУХА

Температурный градиент, характеризующий изменение температуры воздуха по вертикали, определяется степенью нагретости земли и прилегающего к ней слоя воздуха. Чем сильнее нагрета земля, тем интенсивнее вертикальное перемешивание воздуха. Нагревающийся у поверхности земли воздух вследствие уменьшения его плотности поднимается вверх, а более холодный и плотный воздух опускается к поверхности земли. Если, поднимаясь, нагретый воздух расширяется адиабатически, без обмена теплотой с окружающими массами воздуха, то температура его понижается примерно на 1° на каждые 100 м высоты. Эта величина принимается за адиабатический градиент температуры. При вертикальном градиенте температуры, равном адиабатическому (или несколько ниже), поднимающийся снизу объем воздуха на каждом уровне будет обладать такими же свойствами, что

и окружающие массы воздуха и, следовательно, не будет иметь дополнительного ускорения. Такое состояние атмосферы называется безразличным (нейтральным).

Если температура окружающего воздуха понижается с высотой так, что ее вертикальный градиент больше адиабатического, что бывает при сильно нагретой солнцем поверхности земли, то движущийся снизу объем воздуха получает ускорение за счет сил плавучести (архимедовых сил) и образующиеся таким образом нагретые конвективные токи поднимаются на большую высоту, а взамен их вниз опускаются холодные струи воздуха. Такие условия называются неустойчивыми, конвективными. Они характеризуются интенсивным вертикальным перемешиванием воздуха. Если вертикальный градиент температуры воздуха близок к нулю или становится отрицательным (т.е. температура с высотой возрастает, возникает инверсия температуры), то вертикально поднимающийся объем воздуха оказывается холоднее окружающих масс и его движение затухает. Такие условия называются устойчивыми, инверсионными, они характеризуются очень слабым турбулентным обменом.

В табл. 11.1 и 11.2 приведен упрощенный качественный вариант способа Пасквилла – Тернера, который позволяет судить о наличии одной из трех основных градаций устойчивости атмосферы: неустойчивой стратификации (н), безразличной или нейтральной (б) и устойчивой (у) [91,92].

Три основных вида устойчивости в настоящее время принято делить на семь классов: сильная неустойчивость, умеренная неустойчивость, слабая неустойчивость, безразличное (нейтральное) состояние, слабая устойчивость, умеренная устойчивость, сильная устойчивость.

Для количественного выражения состояния устойчивости атмосферы обычно используют соотношение вертикального градиента температуры и скорости ветра либо в виде числа подобия Ричардсона Ri, либо в виде более удобных эмпирических его аналогов. Такими аналогами являются:

а) параметр стратификации ε, который является функцией разности температур ΔT на двух уровнях(0,5 и 2 м) и скорости ветра u_1 на высоте 1 м [93]:

$$\varepsilon = f(\Delta T/u_1^2);$$

Таблица 11.1

Определение характера устойчивости в светлое время суток при различной высоте солнца

Ветер	Ясно или почти ясно				Пасмурно, облака высокого или среднего яруса с просветами				Низкие облака с просветами		
	4	*3*	*2*	*1*	*4*	*3*	*2*	*1*	*4*	*3*	*1–2*
Слабый (< 3 м/с)	н	н	н(б)	н(у)	н	н(б)	н(б)	б	н(б)	н(б)	Б
Умеренный (3–5 м/с)	н	н	н(б)	б	н	б	б	б	б	б	Б
Сильный (≥6 м/с)	б	б	б	б	б	б	б	б	б	б	Б

Примечание. *1* — солнце низко; *2* — средняя высота солнца; *3* — солнце высоко; *4* — солнце очень высоко; буквы в скобках — при снеговом покрове.

Таблица 11.2

Определение характера устойчивости в темное время суток или при сплошной облачности

Ветер	Темное время суток			Ночь и день
	Ясно или почти ясно	Более половины неба покрыто облаками		Сплошная облачность, низкие облака, туман
		Снегового покрова нет	Снеговой покров	
Слабый	у	у	у	б
Умеренный	у	у	б	б
Сильный	б	б	б	б

б) полученный в работах Института экспериментальной метеорологии практический критерий стратификации приземного слоя атмосферы α, представляющий собой отношение разности температур ΔT на уровнях 100 и 2 м к разности скоростей ветра Δu, на уровнях 100 и 9 м [94]:

$$\alpha = \Delta T_{100\text{-}2}/\Delta u_{100\text{-}9};$$

в) предложенный А. С. Мониным и А. М. Обуховым и широко используемый в экспедиционных работах параметр стратификации *Б* [95]:

$$Б = gH\Delta T(T_0 u_H^2),$$

где H — средняя высота наблюдений (обычно 2 м); T_0 — средняя температура слоя $(2H - H/2)$; $\Delta T = T(2H) - T(H/2)$ — разность температур на двух уровнях; u_H — скорость ветра на высоте H;

г) введенный О. Г. Сеттоном параметр стратификации n, значение которого может быть получено из выражения для вертикального профиля ветра [96]:

$$u = u_1(z/z_1)^{n/(2-n)},$$

где u_1 — скорость ветра на высоте $z_1 = 1$ м.

Параметры, характеризующие состояние устойчивости приземного слоя атмосферы, приведены в табл. 11.3 для всех классов устойчивости атмосферы.

Рассеяние аэрозолей в условиях каждого отдельного класса устойчивости атмосферы имеет свои особенности, формирующие характерный вид дымовой струи. По виду реальных струй можно получить информацию о термодинамическом состоянии нижней атмосферы. Так, в теплое время года в ясную погоду при неустойчивых условиях наблюдается волнообразная (задымляющая) струя, представляющая собой совокупность клубов дыма, переносимых крупными вертикальными вихрями. Поскольку клубы достигают земли близко от источника, максимальная приземная концентрация при неустойчивых условиях для данной высоты трубы сравнительно велика, но затем быстро снижается с удалением от источника в направлении ветра.

В тех случаях, когда температурный градиент близок к адиабатическому и существует безразличное состояние, наблюдается так называемая конусообразная струя. Расстояние до максимума приземной концентрации в этом случае больше, чем при неустойчивых условиях, а максимальная концентрация меньше.

В условиях устойчивой стратификации образуется веерообразная струя, для которой в силу изменчивости направления ветра характерна извилистая траектория движения частиц и примеси при слабом вертикальном и поперечном рассеянии самой струи и, следовательно, далекая от источника максимальная приземная концентрация, меньшая, чем при неустойчивой или безразличной стратификациях. В большинстве случаев устойчивая стратификация не считается неблагоприятной для выбросов из высоких труб с точки зрения загрязнения приземного слоя воздуха; здесь существенно

Таблица 11.3

Значения параметров стратификации, соответствующих принятым классам устойчивости атмосферы

Параметр стратификации	Неустойчивость			Безразличное состояние	Устойчивость		
	Очень сильная	Умеренная	Слабая		Слабая	Умеренная	сильная
ε	—	–0,50	–0,15	0	0,05–0,01	0,15	≥ 0,30
α	> 2	2,0 ÷ 0,8	0,8 ÷ 0,4	0,4	—	< – 0,25	—
Б	≤ – 0,04	–0,03 ÷ –0,01	–0,009 ÷ –0,002	– 0,001÷ +0,001	0,002 ÷ 0,009	0,01 ÷ 0,04	≥ 0,05
n	—	0,20	—	0,25	—	0,55	0,50
°C/100 м	< –1,9	–1,9 ÷ –1,7	–1,6 ÷ –1,5	– 1,4÷-0,5	– 0,4 ÷ 1,5	1,6 ÷ 4,0	> 4,0

то, что загрязнение на сравнительно больших расстояниях не переносится к земной поверхности. Устойчивая стратификация может оказаться неблагоприятной в следующих случаях: выброс происходит из наземного источника, т.е. на уровне земли; высота трубы ниже высоты окружающих ее близко расположенных зданий; поперечное распространение и изменение направления струи ограничены глубокой, узкой долиной; струя содержит долгоживущие радиоактивные продукты, которые могут создавать опасное облучение у поверхности земли от струи, идущей на высоте десятков или даже сотен метров.

Если верхняя граница приземного устойчивого (инверсионного) слоя оказывается ниже уровня выброса, то создаются наиболее благоприятные условия для рассеяния примеси, выбрасываемой из труб, так как в этом случае образуется так называемая приподнятая струя и рассеяние происходит только в слое выше верхней границы инверсии, которая прелотвращает перенос примеси к земле. Такие условия летом обычно кратковременны и могут существовать на протяжении лишь нескольких часов, главным образом ночью. Зимой эти условия могут быть довольно продолжительными.

При переходе от ночной инверсии к дневной конвекции в ясное теплое утро приземная инверсия, разрушаясь у поверхности земли, становится приподнятой и может образовать "крышку" над вершиной трубы, препятствующую распространению примеси вверх, в то время как развивающиеся у земли конвективные вихри перемешивают струю только в пределах прилегающего к земле неустойчивого слоя. В таких "задымляющих" условиях может наблюдаться увеличение приземных концентраций вблизи трубы, но в течение непродолжительного периода времени, порядка десятков минут. При антициклональной погоде в осенне-зимний период, характеризующийся слабыми ветрами и штилями, приподнятая инверсия может носить характер инверсии оседания, и в таком случае опасные условия задымления могут существовать в течение нескольких часов и даже суток.

Особенности рассеяния аэрозолей в случае слабых ветров, приподнятых инверсий и сочетания приподнятых инверсий и слабых ветров также во многом определяется классом устойчивости атмосферы. Опытами и расчетами показано, что при наличии слоев с ослабленной ($\leq 1{,}5$ м/с) скоростью ветра приземная концентрация примеси от высокого источника в условиях однородной вертикальной стратификации может увеличиться не более чем в два раза, так как при уменьшении скорости ветра увеличивается дополнительная высота выброса, обусловленная подъемом струи над устьем трубы за счет теплового и динамического факторов (см. ниже). Слабые ветры наблюдаются чаще всего в крайних классах устойчивости и совсем не наблюдаются при безразличной стратификации. Как показали эксперименты, слабые ветры при неустойчивой стратификации или в переходное время суток имеют тенденцию увеличивать параметры диффузии по сравнению с теми, которые характерны для соответствующих классов устойчивости. Следовательно, подобные условия уменьшают концентрацию примеси, так что преобладают аномально низкие значения концентрации, часто на порядок и более ниже обычных. В случае сочетания слабого ветра с инверсией подобной тенденции не отмечено, и концентрация оказывается близкой к расчетной. Это и понятно, так как при всех стратификациях, кроме устойчивой, слабые скорости ветра характеризуются большой изменчивостью направления, в связи с чем существенно возрастает горизонтальное рассеяние. Для устойчивой же стратификации вообще типичны слабые ветры, и для нее расчет и эксперимент дают сходные результаты.

Приподнятая инверсия непосредственно над высоким источником создает условия для существенного увеличения приземной концентрации как за счет ограничения по вертикали слоя активного перемешивания, так и за счет ограничения в этих условиях эффективной высоты подъема факела. Иными словами, при наличии приподнятой инверсии возникает некоторый предел для начального подъема факела, высота которого, как будет показано ниже, определяется расчетом. В этих условиях при слабом ветре концентрации примеси должны значительно возрастать и, следовательно, могут образовываться опасные условия задымления и застоя. Однако повторяемость такого особо опасного комплекса метеоусловий очень незначительна для большинства районов России и может вносить ощутимый вклад в величину среднегодовых концентраций только в некоторых застойных зонах, образующихся, например, в складках рельефа.

Если инверсионная "крышка" создается за счет антициклональной инверсии оседания, то, как правило, в подинверсионном слое наблюдается безразличная стратификация, сопровождающаяся значительными скоростями ветра в слое перемешивания, и только непосредственно у земли могут наблюдаться слабые скорости ветра.

Таким образом, понятие "задымления", как становится ясно из анализа всего сказанного выше, имеет различное метеорологическое содержание, в зависимости от того, какого рода источники рассматриваются. Это необходимо принимать во внимание при решении вопроса об особо опасных метеоусловиях для каждого типа источников и построении отдельных пессимистических прогнозов рассеяния примеси и загрязнения атмосферы при таких условиях.

Можно считать, что для приподнятого (высокого) источника особо опасным является сочетание приподнятой инверсии, начинающейся на высоте выброса, и малой скорости ветра (штиля в приземном слое), а для наземного источника — сочетание приземной инверсии и приземного штиля.

Следует остановиться также на роли особенностей рельефа местности при распространении частиц аэрозоля, выбрасываемых в атмосферу. Под влиянием неровностей рельефа изменяется турбулентный режим воздушных потоков и, следовательно, характер рассеяния и поле концентраций у земли. В сложных формах рельефа возникает местная циркуляция воздуха, образуются восходящие и нисходящие потоки, особым образом изменяется направление ветра. Установлено, что увеличение скорости ветра на наветренных склонах и вершинах возвышенностей достигает 10–40 %. Уменьшение скорости в пониженных формах рельефа составляет 20–50 %, особенно четко оно проявляется в плохо продуваемых долинах. Суточные амплитуды температуры в долинах существенно больше, чем на возвышенности; в ночные часы здесь образуются более частые и мощные инверсии, а в дневное время — сверхадиабатические градиенты со значительными перепадами температуры. С увеличением скорости ветра влияние рельефа ослабляется.

11.1.2. ПОДЪЕМ ДЫМОВОГО ФАКЕЛА НАД УСТЬЕМ ТРУБЫ [97]

В предыдущем качественном анализе неоднократно использовалось понятие — высота выброса. Высота выброса или эффективная высота дымовой трубы $H_{эф}$ складывается из геометрической высоты трубы H и подъема дымового облака над ее устьем Δh (рис. 11.2). В свою очередь подъем дымового облака над устьем складывается из двух составляющих:

$$\Delta h = \Delta h_г + \Delta h_т,$$

где $\Delta h_г$ — подъем за счет кинетической энергии вытекающей вверх струи (гидродинамический подъем), а $\Delta h_т$ — подъем за счет разности плотностей окружающей среды и дымового облака (тепловой подъем).

Гидродинамический подъем факела можно изучать, используя расчетную модель движения струи в сносящем турбулентном потоке. Рассмотрим сначала осесимметричный случай истечения не нагретой струи без сносящего потока. Согласно формуле Г. Н. Абрамовича закон изменения безразмерной осевой скорости имеет вид

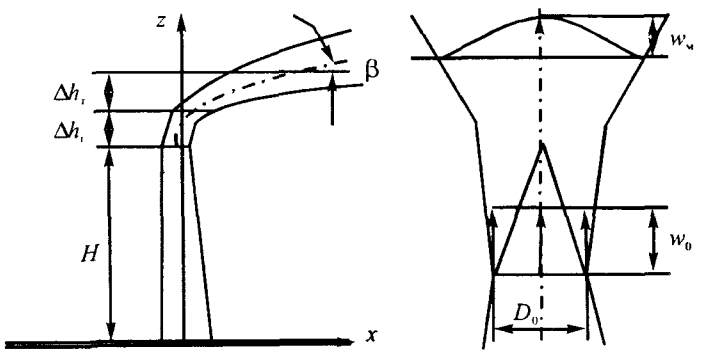


Рис. 11.2. К выводу составляющих подъема облака

$$\frac{w_м}{w_0} = \frac{b}{az_г / D_0 + c}, \tag{11.1}$$

где $w_м$ — скорость в центре сечения струи на расстоянии от устья $z_г$; w_0 — начальная скорость струи (скорость истечения); D_0 — диаметр устья трубы; a, b и c — постоянные коэффициенты (как правило, эмпирические).

Для больших значений $z_г$ коэффициентом "c" в знаменателе формулы (11.1) можно пренебречь. Тогда, вводя среднюю скорость струи в сечении $w = kw_м$ и обозначая $K_1 = kb/a$ при учете, что $w = \partial z_г/\partial\tau$, после интегрирования можно записать

$$z_г = (2K_1 D_0 w_0 \tau)^{1/2}. \tag{11.2}$$

Для учета воздействия ветра можно принять в простейшем случае, что струя в вертикальном направлении развивается по-прежнему, а все частицы ее достаточно быстро приобретают горизонтальную скорость, равную скорости ветра u, т.е. перемещение частиц в горизонтальной плоскости определяется выражением $x = u\tau$. Исключая из двух последних выражений время, получим уравнение траектории струи на участке гидродинамического подъема

$$z_г = k_г x^{1/2}, \quad \text{где} \quad k_г = (2K_1 w_0 D_0/u)^{1/2}. \tag{11.3}$$

Гидродинамический подъем факела можно определить, если задаться условием окончания подъема. Обычно считают подъем закончившимся, когда тангенс угла наклона оси облака к горизонту становится малым, например, $\mathrm{tg}\beta = 0{,}10$, или сам угол наклона мал: $\beta = 10°$. В этом случае $\mathrm{tg}\beta = dz_г/dx$ и, беря производную по x в выражении (8.3), имеем

$$\mathrm{tg}\beta = dz_г/dx = 0{,}5k_г/x^{1/2}, \quad \text{или} \quad x^{1/2} = 0{,}5k_г/\mathrm{tg}\beta. \tag{11.4}$$

Подставив (11.4) в (11.3), получаем $\Delta h_г = z_г\, 0{,}5k_г^2/\mathrm{tg}\beta$, или, раскрывая величину $k_г$,

$$\Delta h_г = k_{г1} w_0 D_0/u, \quad \text{где} \quad k_{г1} = kb/(a\,\mathrm{tg}\beta). \tag{11.5}$$

Величины k, b, a являются характеристиками струи и определяются экспериментально. Обычно принимают: k =0,2; b = 0,96; a = 0,15.

Формулу (11.5) можно преобразовать с использованием величины секундного выброса дымовых газов Q: $Q = (\pi D_0^2/4)w_0$. В этом случае

$$Dh_г = k_{г1}(Qw_0)^{1/2}/u. \tag{11.6}$$

Тепловой подъем газов, обусловленный разностью плотностей выходящих дымовых газов и окружающего воздуха, достаточно просто можно оценить из рассмотрения условий равновесия элемента дымового факела толщиной dx (рис. 11.3). На этот слой действует подъемная (архимедова) сила, равная разности весов окружающего воздуха и дымового облака в объеме диска Fdx, где F — площадь поперечного сечения факела при некоторой координате x.

Будем рассматривать сносящий поток с постоянной скоростью по высоте (скорость ветра в направлении координаты x постоянна). Для большей общности вывода будем полагать интенсивности турбулентности потока по осям координат ε_i различными. Поперечное сечение облака на расстоянии x по направлению ветра представляет собой эллипс с полуосями $x\varepsilon_z$ и $x\varepsilon_y$. Площадь эллипса равна $\pi x^2 \varepsilon_z \varepsilon_y$. Тогда подъемная сила, действующая на элемент факела dx, равна

$$F_a = g(\rho_в - \rho_{см})\,\pi x^2 \varepsilon_z \varepsilon_y\, dx, \tag{11.7}$$

где $\rho_в$, $\rho_{см}$ — плотность соответственно атмосферного воздуха и средняя плотность диска дымового облака.

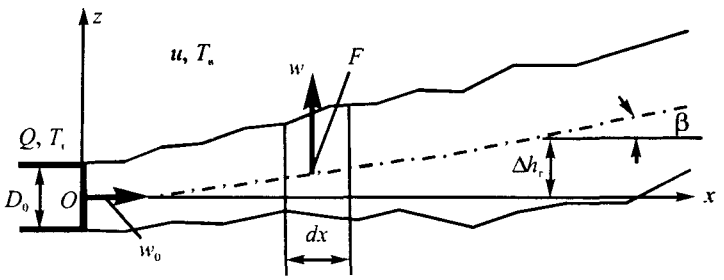


Рис. 11.3. К понятию теплового подъема

Сила подъема диска, поднимающегося со скоростью w, уравновешивается силой лобового сопротивления конического элемента

$$F_c = C_D 2x\varepsilon_y \rho_в w^2 dx. \qquad (11.7а)$$

Здесь C_D — коэффициент лобового сопротивления.

Конечно, в общем случае кроме двух упомянутых сил на рассматриваемый элемент действуют также сила инерции элемента, движущегося вверх с переменной скоростью, сила внутреннего трения рассматриваемого элемента о прилегающие слои дымового облака, силы инерции присоединенных масс холодного воздуха, движущегося горизонтально, и т.д. Однако для решения задачи в первом приближении будем учитывать в качестве главных сил только силу всплытия и силу лобового сопротивления. В установившемся режиме они равны. Тогда

$$g(\rho_в - \rho_{см})\pi x^2 \varepsilon_z \varepsilon_y dx = C_D 2x\, \varepsilon_y \rho_в w^2 dx$$

или

$$w = \sqrt{\frac{\pi g \varepsilon_z}{2C_D}\left(1 - \frac{\rho_{см}}{\rho_в}\right)x}. \qquad (11.8)$$

Пренебрегая различиями в теплоемкостях воздуха и дыма, можно записать

$$\rho_{см} = (Q_в\rho_в + Q_г\rho_г)/(Q_в + Q_г).$$

Следовательно

$$1 - \frac{\rho_{см}}{\rho_в} = \frac{Q_г}{Q_г + Q_в}\left(1 - \frac{\rho_г}{\rho_в}\right). \qquad (11.9)$$

На значительном расстоянии от источника выброса объемом $Q_г$ можно пренебречь по сравнению с объемом воздуха $Q_в$. Отношение плотностей дымовых газов и воздуха при одинаковом давлении обратно пропорционально их абсолютным температурам, т.е. $\rho_г/\rho_в = T_в/T_г$. Тогда

$$1 - \frac{\rho_{см}}{\rho_в} = \frac{Q_г \Delta T}{Q_в T_г}, \quad \Delta T = T_г - T_в. \qquad (11.9а)$$

Секундный расход воздуха в любом сечении дымового облака, как было показано ранее, при разных величинах интенсивности турбулентности по осям координат записывается в виде

$$Q_в = \pi x^2 \varepsilon_z \varepsilon_y u. \tag{11.10}$$

Подставляя (11.9а) и (11.10) в (11.8), находим

$$w = \sqrt{\frac{gQ_г \Delta T}{2C_D \varepsilon_y u T_г x}}. \tag{11.11}$$

Тангенс угла наклона оси дымового облака запишется в виде

$$\mathrm{tg}\beta = \frac{dz}{dx} = \frac{w}{u} = \sqrt{\frac{gQ\Delta T}{2C_D \varepsilon_y u^3 T_г x}}, \tag{11.12}$$

откуда после интегрирования по x получаем

$$z = \sqrt{\frac{2gQ\Delta T x}{C_D \varepsilon_y u^3 T_г}}. \tag{11.13}$$

Для того, чтобы определить тепловой подъем, выразим x через $\mathrm{tg}\beta$ из выражения (11.12) и зададимся малым значением этой величины. Тогда

$$\Delta h_т = \frac{K_т}{\varepsilon_y} \cdot \frac{gQ\Delta T}{u^3 T_г}, \tag{11.14}$$

где $K_т = 1/(C_D \mathrm{tg}\beta)$. Выражая Q через диаметр дымовой трубы и скорость выхода газов, окончательно получим

$$\Delta h_т = \frac{K_{т1}}{\varepsilon_y} \cdot \frac{gD_0^2 w_0 \Delta T}{u^3 T_г}. \tag{11.14а}$$

Полученные результаты достаточно хорошо соответствуют экспериментальным данным. Необходимо только помнить, что начальный подъем струи может существенно уменьшиться при наличии над источником приподнятой инверсии температуры. Наблюдения показали, что в таких условиях Δh не может неограниченно возрастать с уменьшением скорости ветра u, как это следует из выражений (11.6) и (11.14а). Увеличение температуры воздуха с высотой приводит к тому, что струя не может подняться выше некоторого определенного "потолка", и начальный подъем примеси, выбрасываемой из трубы, будет ограничен независимо от скорости ветра.

11.1.3. ОСНОВНЫЕ ТЕОРИИ И МЕТОДЫ АТМОСФЕРНОЙ ДИФФУЗИИ

Пока еще не может быть предложена единая физико-математическая модель, способная объяснить и учесть все многочисленные аспекты проблемы атмосферной диффузии. В настоящее время существуют два главных подхода к решению задачи о рассеянии вещества в движущейся жидкой или газообразной среде в зависимости от тех или иных факторов, характеризующих среду и источник, — это теория градиентного переноса (или полуэмпирическая теория диффузии) и статистическая теория диффузии. Полуэмпирическая теория основана на свойствах движения примеси (в том числе и частиц аэрозоля) относительно системы координат, фиксированной в пространстве, т.е. она является эйлеровой. По сути дела, полуэмпирическое уравнение турбулентной диффузии аэрозолей

в атмосфере есть не что иное, как хорошо известное [54] уравнение конвективной диффузии, осложненной действием источников (стоков) массы. Статистическая теория рассматривает диффузию как турбулентность в переменных Лагранжа. Между этими подходами существует близкая связь, они описывают одно и то же явление, однако области их применения не всегда перекрываются. Имеется ряд задач, где рассмотрение возможно только на основе одной из этих теорий.

Полуэмпирическое уравнение турбулентной диффузии при условии однородности основного движения по осям x и y и обычных приемов осреднения турбулентных характеристик, состоящих из средних и пульсационных составляющих, записанное для концентрации примеси c, имеет вид

$$\frac{\partial c}{\partial \tau}+u_x\frac{\partial c}{\partial x}+u_y\frac{\partial c}{\partial y}+u_z\frac{\partial c}{\partial z}+w\frac{\partial c}{\partial z}=K_x\frac{\partial^2 c}{\partial x^2}+K_y\frac{\partial^2 c}{\partial y^2}+\frac{\partial}{\partial z}\left(K_z\frac{\partial c}{\partial z}\right)-\alpha c, \qquad (11.15)$$

где K_x, K_y, K_z — коэффициенты турбулентной диффузии в направлении осей координат; u_x, u_y, u_z — компоненты скорости среднего потока; α — коэффициент, учитывающий распад и превращение примеси; w — вертикальная скорость частиц примеси (выбор обозначения для составляющих коэффициента диффузии K_i вместо традиционного D_i обусловлен возможной путаницей с диаметром трубы).

В случае установившейся диффузии над горизонтально однородной местностью для консервативной невыпадающей примеси уравнение (11.15) существенно упрощается. Другой аспект практического упрощения уравнения диффузии связан с определяющим влиянием ветра на процесс рассеяния аэрозолей. Так как в конкретной местности имеет место некоторая роза ветров, то обычно перенос примеси происходит "по ветру". Учитывая это обстоятельство, а также то, что пульсационные составляющие скорости ветра много меньше ее среднего значения, при выборе направления оси x, совпадающим с направлением ветра, вместо уравнения (11.15) можно записать

$$\frac{\partial c}{\partial \tau}+u\frac{\partial c}{\partial x}+w\frac{\partial c}{\partial z}=\frac{\partial}{\partial x}\left(K_x\frac{\partial c}{\partial x}\right)+\frac{\partial}{\partial y}\left(K_y\frac{\partial c}{\partial y}\right)+\frac{\partial}{\partial z}\left(K_z\frac{\partial c}{\partial z}\right). \qquad (11.16)$$

Здесь коэффициенты турбулентной диффузии переменны по всем координатам, так как они являются в данном случае настроечными параметрами, включающими в себя погрешность от пренебрежения конвективным переносом за счет турбулентных пульсаций скорости. Поскольку все компоненты средней скорости кроме u_x предполагаются равными нулю, индекс x отброшен.

Решение полуэмпирического уравнения диффузии широко применяют для рассеяния примеси в атмосфере. Оно особенно удобно при учете вертикальной неоднородности стратификации атмосферы и взаимодействия примеси с подстилающей поверхностью. Общее граничное условие на горизонтальной подстилающей поверхности, описывающее частичное поглощение или отражение примеси имеет вид

$$K_z\frac{\partial c}{\partial z}+wc=v_s c \quad \text{при} \quad z=z_0, \qquad (11.17)$$

где v_s — скорость оседания (седиментации) при турбулентном движении; z_0 — уровень шероховатости поверхности. В частном случае полного поглощения граничное условие: $c=0$ при $z=z_0$, а условие полного отражения:

$$K_z\frac{\partial c}{\partial z}=0 \quad \text{при} \quad z=z_0. \qquad (11.17а)$$

При бесконечном удалении от источника записывают условие убывания концентрации до нуля: $c\to 0$ при $x, y, z\to\infty$.

Для стационарного источника, расположенного в точке (0, 0, H), используют **начальное условие**: $uc = Q\,\delta(y)\delta(z - H)$ при $x = 0$, где Q — мощность источника.

Решения полуэмпирического уравнения диффузии для разного вида источников и различных схем задания коэффициентов уравнения, учитывающих те или иные особенности атмосферной диффузии, могут быть получены аналитически или численно. Ниже мы рассмотрим некоторые из таких решений.

Рассеяние примеси в атмосфере на разных этапах определяют различными механизмами турбулентности, начиная от квазимолекулярного рассеяния и кончая перемешиванием в масштабе синоптических образований. Однако для вертикальной диффузии этот эффект зависимости рассеяния от масштаба явления проявляется слабо, так как благодаря ограничивающему влиянию поверхности земли вертикальная диффузия осуществляется только вследствие мелкомасштабной турбулентности. Для описания горизонтального рассеяния полуэмпирическая теория предлагает зависимость коэффициента горизонтальной турбулентной диффузии K_y от координаты x, т.е. от времени распространения примеси на расстояние x от источника, что в рамках полуэмпирической теории, вообще говоря, теоретически не обосновано.

При исследовании горизонтальной (поперечной) диффузии более оправданным является статистический подход, основанный на описании атмосферной турбулентности в переменных Лагранжа. Здесь принимается, что каждая индивидуальная диффундирующая частица движется случайно, причем ее координаты во времени изменяются по закону марковского случайного процесса. В физическом плане это означает, что интенсивность атмосферной турбулентности, характеризуемая в полуэмпирической теории коэффициентами K_x, K_y и K_z, проявляется через дисперсии положения примеси σ_x, σ_y и σ_z, где $\sigma_x^2(\tau) = [x(\tau) - x(0)]^2$ — дисперсия координаты x движущейся частицы примеси, определяющаяся через соответствующую лагранжеву корреляционную функцию скоростей или по наблюдениям за видимыми очертаниями дымовой струи. Аналогичный смысл имеют дисперсии σ_y и σ_z. При этом составляющие коэффициента турбулентной диффузии могут быть выражены в виде:

$$K_x = \frac{1}{2}\frac{d\sigma_x^2(\tau)}{d\tau};\quad K_y = \frac{1}{2}\frac{d\sigma_y^2(\tau)}{d\tau};\quad K_z = \frac{1}{2}\frac{d\sigma_z^2(\tau)}{d\tau}. \tag{11.18}$$

Описанная трактовка атмосферной турбулентной диффузии в математическом плане полностью аналогична процессу перемещения частицы при случайном блуждании (броуновском движении). И здесь вероятность переноса частиц из одной точки пространства в другую определяется некоторой функцией плотности вероятности y, удовлетворяющей условию

$$\int_{-\infty}^{\infty}\psi(x,y,z)dxdydz = 1. \tag{11.19}$$

Принимая, что функция плотности вероятности y описывается формулой **распределения** Гаусса, запишем для однородной среды

$$\psi(x,y,z) = \frac{\bar{\sigma}^2}{\pi^{3/2}}\exp\left(-\frac{x^2+y^2+z^2}{\bar{\sigma}^2}\right), \tag{11.20}$$

где $\bar{\sigma}$ — среднее значение дисперсии. Параметр дисперсии связан со **средним** квадратичным смещением (отклонением) частиц $\bar{s}^2$ следующим образом:

$$\bar{s}^2 = 1/\bar{\sigma}^2.$$

Из этого следует, что в однородной изотропной среде концентрация частиц в любой точке пространства от мгновенного точечного источника мощностью Q будет равна

$$c(x,y,z)=\frac{Q}{(2\pi\bar{s}^2)^{3/2}}\exp\left(-\frac{x^2+y^2+z^2}{2\bar{s}^2}\right). \tag{11.21}$$

Среднее квадратичное отклонение $\bar{s}^2$ может быть выражено через лагранжеву корреляционную функцию скорости следующим образом

$$\bar{s}^2=2<(u')^2>\int_0^{\tau}d\tau\int_0^{\varepsilon}R_n d\varepsilon, \tag{11.22}$$

где $<(u')^2>$ — среднеквадратичные пульсации скорости ветра в направлении оси x, а R_n — лагранжева корреляция скоростей, определяемая выражением

$$R_n=u'(\tau)\cdot u'(\tau+\xi)/<(u')^2>.$$

Сеттон из соображений размерности предложил аппроксимировать функцию R_n формулой

$$R_n=(1+e/\tau_b)^{n}, \tag{11.23}$$

где τ_b — некоторое характерное время, а n — число, изменяющееся от 0 до 1. Используя эти, а также аналогичные им другие аппроксимирующие выражения, можно получить ряд решений для различных случаев атмосферной диффузии.

С точки зрения практических применений возможность сопоставления результатов для двух различных подходов к описанию турбулентной диффузии оказывается весьма полезной. Она позволяет обоснованно выбирать коэффициенты полуэмпирического уравнения для определенных конкретных задач, определять в конкретных случаях область применимости того или иного подхода, поскольку каждый из них имеет и преимущества, и недостатки. В частности, в некоторых случаях рационально применить комбинацию этих двух подходов. Например, в пограничном слое атмосферы для расчета вертикальной диффузии при неоднородности термодинамической стратификации и необходимости учета влияния подстилающей поверхности удобнее пользоваться полуэмпирическим уравнением, а диффузию в горизонтальном направлении лучше рассматривать с точки зрения представлений статистической теории.

При построении теоретических соотношений для расчета диффузии примеси в атмосфере требуются такие сложные метеорологические характеристики, как профиль коэффициента вертикальной турбулентной диффузии или корреляционная функция скорости в координатах Лагранжа. Однако при использовании расчетов не достигается высокая степень точности, так как реальные физико-географические и метеорологические условия разнообразны и неоднородны и при проведении полевых экспериментов нет полной воспроизводимости. Поэтому, по-видимому, нет смысла усложнять расчетные формулы и увеличивать число вводимых в расчетную модель метеопараметров сверх некоторого необходимого предела.

11.2. ЗАВИСИМОСТЬ КОНЦЕНТРАЦИИ ПРИМЕСЕЙ ОТ ВРЕМЕНИ ОСРЕДНЕНИЯ

Важной особенностью турбулентного движения, переносящего и рассеивающего поступающую в атмосферу примесь, является его неупорядоченность, вследствие чего невозможно описать турбулентный перенос во всех деталях как функцию времени и пространства. Однако можно определить

средние значения различных метеопараметров: скорости ветра, давления, температуры и т.п.; при этом средние значения могут быть получены различными путями. Если турбулентное движение является квазистационарным, то можно пользоваться осреднением по времени. При однородной турбулентности можно вести осреднение по пространству. Если движение является ни однородным, ни стационарным, то можно пользоваться осреднением по ансамблю, предположив, что среднее определяется из большого числа опытов, в которых сохраняются одинаковые начальные и граничные условия.

В турбулентной атмосфере происходит эволюция уровня поля концентраций, обусловленная тем, что средние по времени характеристики поля скорости турбулентных движений зависят от длины интервала осреднения. Сущность этого явления определяется спецификой влияния турбулентных вихрей разного масштаба на процесс рассеяния примеси в различных его стадиях, проявляющийся главным образом в горизонтальной диффузии, так как масштабы вихрей, осуществляющих вертикальную диффузию, ограничены поверхностью земли. Вихри относительно малого масштаба обусловливают "мгновенные" пульсации ветра. Их суммарное влияние определяет содержание примеси в воздухе, отнесенное к интервалу времени в несколько минут. Действие вихрей среднего масштаба приводит к более сглаженным колебаниям ветра и вызывает расширение струи и отклонение ее оси от некоторого среднего направления. Вихри большого масштаба вызывают значительные изменения среднего ветра, которые проявляются за длительный период наблюдений. В таких обстоятельствах рассматривается уже вероятность осуществления того или иного среднего направления ветра за данный период времени, т.е. учитывается соответствующая роза ветров. Таким образом, осреднение по времени отражает широкий диапазон частот в вихревом спектре естественного ветра.

Вопросы, связанные с осреднением концентраций примеси, выбрасываемой в атмосферу непрерывно действующим приподнятым источником, целесообразно связывать с исследованием статистических характеристик — рассеяния струи с помощью модели, предложенной Ф. И. Гиффордом [98] Схема модели состоит в следующем: пренебрегая диффузией в направлении ветра, можно принять, что у вершины трубы в каждое мгновение образуется некоторое облако примеси конечных размеров, которое сразу же сносится ветром, а на его месте образуется новое. Видимое положение струи в каждый момент представляет собой совокупность таких облаков, выпущенных последовательно одно за другим. Если измерять поперечное распределение концентрации примеси в струе на каком-то расстоянии от трубы в течение длительного времени, то все мгновенные струи, накладываясь одна на другую, образуют некоторую среднюю струю, которая определяет область, загрязненную в результате выброса примеси из трубы, и ограничивается, как показано на рис. 11.4, дисперсией σ_1. При этом $\sigma_1^2(\tau) = [x(t) - x_0]^2$ — квадратичная дисперсия координат частиц диффундирующей примеси относительно некоторой фиксированной точки пространства, характеризуемой координатой x_0, в которой частицы находятся в момент $\tau = 0$; $x(\tau)$ — координата движущейся частицы. Осреднение берется по статистическому ансамблю частиц.

Для количественной оценки ширины мгновенной струи необходима другая величина — дисперсия координат частиц облака относительно его мгновенного центра тяжести:

$$\sigma_2^2(\tau) = \frac{1}{n}\sum_{i=1}^{n} < [x_i(\tau) - x_0(\tau)]^2 > = < [x(\tau) - x_0(\tau)] > \quad (i = 1, 2, ..., n),$$

где $\frac{1}{n}\sum_{i=1}^{n} x_i(\tau) = x_0(\tau)$ — текущее положение центра тяжести облака, состоящего из n частиц, а $x_i(\tau)$ — координаты отдельной частицы в момент τ.

Если обозначить через σ_0^2 дисперсию мгновенных центров тяжести клубов относительно их начального положения $x_0 = \frac{1}{n}\sum_{i=1}^{n} x_i(0)$, так что $\sigma_0^2(\tau) = [x_0(\tau) - x_0]^2$, то должно иметь место соотношение

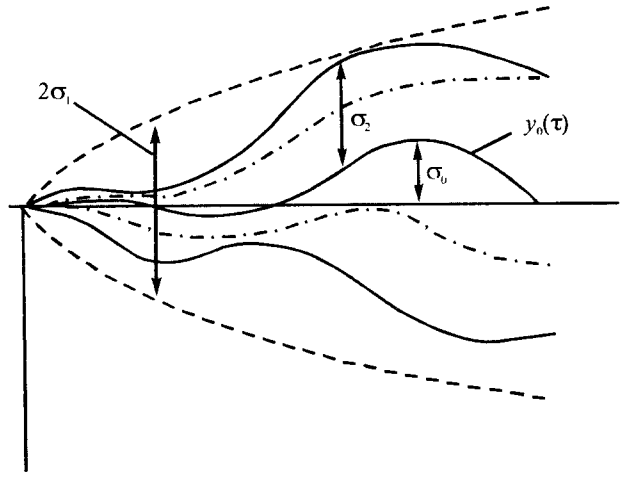


Рис. 11.4. Модель меандирующей струи

$$\sigma_1^2(\tau) = \sigma_2^2(\tau) + \sigma_0^2(\tau). \tag{11.24}$$

Если пренебречь диффузией вдоль направления среднего ветра и обозначить дисперсию в вертикальном и поперечном направлениях индексами z и y, то концентрация примеси от непрерывно действующего источника, расположенного в точке $(0, y_0, z_0)$ выразится в виде

$$c_1(x,y,z) = \frac{Q}{2\pi u \sigma_{1z}(x)\sigma_{1y}(x)} \exp\left\{-\left[\frac{(y-y_0)^2}{2\sigma_{1y}^2(x)} + \frac{(z-z_0)^2}{2\sigma_{1z}^2(x)}\right]\right\},$$

где $x = u\tau$, u — средняя скорость ветрового сноса; τ — время диффузии; Q — мощность источника.

Концентрация примеси в мгновенной струе

$$c_2(\tilde{x},y,z) = \frac{Q}{2\pi\sigma_{2z}(\tilde{x})\sigma_{2y}(\tilde{x})} \exp\left\{-\left[\frac{(y-\tilde{y}_0)^2}{2\sigma_{2y}^2(\tilde{x})} + \frac{(z-\tilde{z}_0)^2}{2\sigma_{2z}^2(\tilde{x})}\right]\right\},$$

где координата $\tilde{x}$ отсчитывается вдоль мгновенной оси струи (но практически совпадает с x), а $\tilde{y}, \tilde{z}$ — координаты мгновенной оси струи, изменяющиеся со временем.

Концентрации $c_1(x)$ в осредненной и $c_2(x)$ в мгновенной струе на некотором расстоянии от источника на оси струи получаются соответственно при $y = y_0$, $z = z_0$ для осредненной струи и при $\tilde{y}_0, \tilde{z}_0$ для мгновенной струи. Отношение этих концентраций

$$\frac{c_1(x)}{c_2(x)} = \frac{\sigma_{2z}(x)\sigma_{2y}(x)}{\sigma_{1z}(x)\sigma_{1y}(x)}, \tag{11.25}$$

определяется отношением соответствующих дисперсий.

При решении многих задач атмосферной диффузии распределение координат частиц примеси на некотором расстоянии от источника и при достаточно длинном интервале осреднения, характеризующееся дисперсией σ_1^2, аппроксимируется степенным законом $\sigma_y = a_y x^{\alpha_1}$. Эта зависимость удобна для построения расчетных формул, ее часто применяют при анализе и обобщении экспериментальных данных. Показатель степени α_1 и коэффициент a_y зависят от устойчивости атмосферы, диапазона расстояний от источника и времени его действия. Экспериментальные данные для источника,

расположенного в приземном слое атмосферы, показывают, что в среднем для всех классов устойчивости может быть принято $\alpha_1 = 0{,}86 \div 0{,}87$, а коэффициент a_y изменяется от 0,17 при сильной неустойчивости до 0,03 при умеренной устойчивости (если σ_y и x выражены в километрах). В условиях нейтральной стратификации $a_y = 0{,}07$. Эти данные могут быть рекомендованы для применения в диапазоне расстояний от 100 м до 100 км.

Для многих практических задач целесообразно пренебречь отличием показателя степени a_1 от единицы и пользоваться формулой $\sigma_y = b_y x$, которая дает незначительную погрешность при неустойчивой и безразличной стратификации и несколько большую — при устойчивой. По данным института экспериментальной метеорологии (ИЭМ) значения b_y, осредненные за двадцатиминутный интервал времени, для источников высотой 100–200 м изменяются от 0,15 при сильно развитой неустойчивости до 0,06 при умеренной инверсии. Для нейтральных условий $b_y = 0{,}10$.

Описанная выше модель стационарной струи Ф.И. Гиффорда, представляющая струю как результат суперпозиции бесконечного числа налагающихся друг на друга клубов примеси, непрерывно выделяемых источником и переносимых средним ветром, удобна при исследовании зависимости концентрации примеси от времени ее осреднения. При подобном рассмотрении и предположении о гауссовом распределении вещества в каждом поперечном сечении струи оказывается возможным с помощью некоторых турбулентных характеристик решить большинство вопросов, связанных с осреднением в пределах масштабов чистой турбулентности, т.е. от 30 мин до суток при условии отсутствия в этот период резких переходных процессов (например, прохождение фронта, сопровождающегося резким изменением среднего направления ветра).

Рассмотрим возможность такого подхода для определения эмпирических пересчетных коэффициентов при переходе от "разовых", т.е. осредненных за 20 мин концентраций, к среднесуточным, основанного на исследовании закономерностей изменения направления ветра в течение суток [99].

Для приближенной оценки среднесуточные значения поперечной дисперсии примеси $\sigma^2_{сут}(x)$ можно рассматривать как результат наложения средних двадцатиминутных зон загрязнения, оси которых направлены вдоль среднего (за 20 мин) направления ветра. Если построить кривые повторяемости разовых направлений ветра в течение суток, то, как следует из анализа экспериментальных данных ИЭМ [94], можно выделить пять типов изменения направления ветра в течение суток (табл. 11.4), три из которых могут быть аппроксимированы нормальным законом Гаусса с соответствующей дисперсией σ_1, если иметь в виду обозначения модели Гиффорда. В соответствии с этой моделью дисперсия σ_2 характеризует рассеяние примеси внутри двадцатиминутной зоны загрязнения.

Таким образом, выражение для среднесуточной концентрации примеси в зависимости от расстояния до источника x можно получить, проинтегрировав разовые концентрации по всем направлениям ветра, имеющим место в течение суток, с учетом их суточной повторяемости:

$$\bar{c}(x) = \int_0^{2\pi} c_0(x) \exp\left[\frac{(\varphi-\varphi_0)^2}{2\sigma_2^2}\right] N(\varphi_0)\, d\varphi_0 = \int_0^{2\pi} c_0(x) \exp\left[\frac{(\varphi-\varphi_0)^2}{2\sigma_2^2}\right] N_m \exp\left(-\frac{\varphi_0^2}{2\sigma_1^2}\right) d\varphi_0, \qquad (11.26)$$

Таблица 11.4

Типы изменения направления ветра в течение суток и соответствующая им синоптическая обстановка (n — повторяемость типа)

Характеристика направления	Синоптическая ситуация	$\bar{\sigma}_2$, рад	$\bar{\sigma}_2$, град	n, %
I. Очень устойчивое	Устойчивые барические центры	0,213	12,2	26
II. Среднеустойчивое	Подвижные барические центры	0,335	19,2	22
III. Малоустойчивое	Формирование, разрушение, смещение барических центров	0,537	30,8	12
IV. Резкий поворот (один или более)	Прохождение фронтов	—	—	31
V. Крайне неустойчивое	Штиль	—	—	9

где $c_0(x)$ — значение разовой концентрации на оси струи, принятое для простоты вычислений не зависящим от скорости ветра и стратификации атмосферы (при необходимости эту зависимость можно учесть); φ_0 — разовое направление ветра. Выполняя интегрирование в выражении (11.26), получаем

$$\bar{c}_{\text{сут}}(x) = \frac{1}{\sqrt{2\pi(\sigma_1^2 + \sigma_2^2)}} \exp\left[-\frac{\varphi^2}{2(\sigma_1^2 + \sigma_2^2)}\right]$$

и отношение среднесуточной и разовой концентраций приобретает вид

$$\bar{c}_{\text{сут}} / c_{\text{раз}} = \sigma_2 / \sqrt{\sigma_1^2 + \sigma_2^2}. \qquad (11.27)$$

Используя полученную экспериментально ИЭМ [94] для линейной дисперсии $\sigma_y = \sigma_z x$ степенную зависимость вида $\sigma_y = a_y x^{\alpha_1}$, где для средних условий $a_y = 0{,}12$, $\alpha_1 = 0{,}89$, рассчитывают отношение $q_{\text{сут}}/q_{\text{раз}}$ для разных расстояний от источника для трех основных типов изменения направления ветра (см. табл. 11.4). Результаты расчетов приведены в табл. 11.5.

Как показывает анализ данных табл. 11.5, в случае очень устойчивых ветров (I тип) на расстояниях от источника 1–3 км, т.е. там, где обычно наблюдается максимум приземной концентрации для труб высотой 100–150 м при средних метеорологических условиях, среднесуточная концентрация составляет 0,47 разовой концентрации. Для менее устойчивых ветров отношение среднесуточной концентрации к разовой для тех же условий меньше. Очевидно, для приближенной оценки суточной концентрации примеси в приземном слое воздуха достаточно считать, что ее значение не превышает 0,5 значения разовой концентрации для расстояний от источника 1–3 км. В среднем, с учетом всех типов изменения направления ветра, она может быть принята равной 0,35 разовой концентрации для зоны максимума концентраций и высот трубы 100–150 м.

Во многих работах, рассматривающих зависимость концентрации от времени осреднения, указывается, что эта зависимость, полученная экспериментально для средних условий устойчивости, близких к нейтральным, и периодов осреднения до нескольких часов, может быть описана выражением

$$c_1(\tau_1)/c_2(\tau_2) = (\tau_2/\tau_1)^{0,2}, \qquad (11.27)$$

где c_1 и c_2 — концентрации, относящиеся к периодам времени τ_1 и τ_2.

Таким образом, соотношение (11.27) может быть использовано для прогностических оценок концентраций примеси в приземном слое воздуха, осредненных за любой период времени при условии, что имеется возможность рассчитать или измерить приземную концентрацию для некоторого заданного периода осреднения.

Таблица 11.5

Отношение суточной концентрации к разовой в зависимости от типа изменения направления ветра и расстояния от источника

Расстояние от источника, км	Тип изменения направления			Расстояние от источника, км	Тип изменения направления		
	I	II	III		I	II	III
0,1	0,58	0,42	0,27	3,0	0,46	0,31	0,20
0,5	0,52	0,36	0,23	5,0	0,44	0,30	0,19
1,0	0,50	0,34	0,22	10,0	0,41	0,28	0,17

При оценке концентраций, осредненных за длительный период времени, следует, однако, учитывать повторяемость несущего направления ветра или вытянутость соответствующей розы ветров P/P_0, представляющую собой отношение реальной повторяемости несущего направления ветра P к повторяемости его при круговой розе ветров P_0, т.е. при равновероятности всех направлений. Для восьмирумбовой розы ветров $P_0 = 0{,}125$. Таким образом, при определении долгопериодных концентраций $q_д$, осредненных за период $t_д$, по концентрациям $q_к$, осредненным за короткий период $t_к$, следует пользоваться соотношением

$$q_д/q_к = a(P/P_0), \tag{11.28}$$

где $a = 0{,}5(\tau_к/\tau_д)^{0,2}$. Данное соотношение позволяет использовать наиболее удобные и эффективные методики расчета приземных концентраций для оценки загрязнения атмосферы при разных периодах действия источника и разных периодах сбора и осреднения метеорологической информации.

11.3. МЕТОДЫ РАСЧЕТА КОНЦЕНТРАЦИИ ПРИМЕСИ. МАКСИМАЛЬНЫЕ ПРИЗЕМНЫЕ КОНЦЕНТРАЦИИ

В настоящее время известно большое количество работ, посвященных способам оценки загрязнения атмосферы выбросами разного рода источников. Предлагаемые разными авторами формулы для расчета концентрации, полученные при решении полуэмпирического уравнения диффузии или из рассмотрения гауссовой модели рассеяния, позволяют определить поле концентраций примеси, формирующееся в условиях той или иной термодинамической стратификации атмосферы. При этом для высокого источника распределение приземной концентрации в направлении проекции осевой линии струи на поверхность земли характеризуется максимумом концентрации на некотором расстоянии от источника. Для одного и того же источника максимальная концентрация примеси у поверхности земли и расстояние от источника, где она наблюдается, определяется типом устойчивости атмосферы в слое перемешивания и скоростью ветра.

Использование для расчетов приземной концентрации примеси той или иной методики приводит к сходным результатам, если учесть период осреднения применяемого комплекса метеорологических параметров и точность методик. Поэтому в данном пункте мы уделим основное внимание физической сущности процессов рассеивания аэрозолей, выбрасываемых из источника, и выяснению влияния турбулентных характеристик на итоговые результаты этих процессов.

Рассмотрим сначала самую простую задачу диффузии аэрозолей в неподвижной атмосфере, т.е. когда имеет место полный штиль. Предположим, что эффективные значения коэффициентов турбулентной диффузии (в данном случае, скорее ламинарной диффузии) не зависят от направления. Тогда при однородности атмосферы математическая формулировка задачи сводится к уравнению одномерной диффузии

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = K_x \frac{\partial^2 c}{\partial x^2}, \tag{11.29}$$

при следующих краевых условиях:

$$c = c_0 \text{ при } x = 0 \text{ и } t > 0; \tag{11.30а}$$

$$c = 0 \text{ при } \tau = 0 \text{ и всех } x. \tag{11.30б}$$

Введем новую зависимую переменную $g(h) = c/c_0$, причем $\eta = ax^m\tau^n$. Тогда

$$\frac{\partial g}{\partial \tau} = \frac{dg}{d\eta}\cdot\frac{\partial \eta}{\partial \tau} = nax^m\tau^{n-1}g' = \frac{n}{\tau}\eta g'; \qquad \frac{\partial g}{\partial x} = \frac{dg}{d\eta}\cdot\frac{\partial \eta}{\partial x} = max^{m-1}\tau^n g';$$

$$\frac{\partial^2 g}{\partial x^2} = \frac{\partial}{\partial x}(max^{m-1}\tau^n)g' + max^{m-1}\tau^n \frac{dg'}{d\eta}\cdot\frac{\partial \eta}{\partial x} = m(m-1)ax^{m-2}\tau^n g' + (max^{m-1}\tau^n)^2 g''.$$

Таким образом, вместо исходного уравнения диффузии получаем выражение

$$\frac{n}{\tau K_x}\eta g' = \frac{m(m-1)}{x^2}\eta g' + \frac{m^2}{x^2}\eta^2 g''$$

или

$$\eta g'' + \left[\frac{m(m-1)}{m^2} - \frac{nx^2}{m^2 \tau K_x}\right] g' = 0. \qquad (11.31)$$

Нетрудно заметить, что если выбрать значения $m = 1$, $n = -1/2$, то уравнение (11.31) будет включать только новые переменные

$$g'' + 2\eta g' = 0, \qquad (11.32)$$

так как в этом случае

$$\frac{x^2}{2K_x\tau} = 2\eta^2, \quad \text{т.е.} \quad a = \frac{1}{2\sqrt{K_x}}, \quad \eta = \frac{x}{2\sqrt{K_x\tau}}.$$

Перепишем уравнение (11.32) в виде

$$\frac{dg'}{g'} = -2\eta d\eta$$

и проинтегрируем его

$$\ln g' = -\eta^2 + \ln C$$

или

$$g' = \frac{dg}{d\eta} = C\exp(-\eta^2),$$

где C — постоянная интегрирования. Интегрируя второй раз в пределах по g от 1 до g, а по η — от 0 до η, находим

$$g - 1 = C\int_0^{\eta} \exp(-\eta_1^2)d\eta_1.$$

Здесь η_1 — переменная интегрирования. При $\eta \to \infty$ $g \to 0$, поэтому

$$-1 = C\int_0^{\infty} \exp(-\eta_1^2)d\eta_1 = \frac{\sqrt{\pi}}{2}C$$

или

$$\frac{c}{c_0} = 1 - \int_0^{\eta} \exp(-\eta_1^2)d\eta_1 \Big/ \int_0^{\infty} \exp(-\eta_1^2)d\eta_1 = 1 - \frac{2}{\sqrt{\pi}}\int_0^{\eta} \exp(-\eta_1^2)d\eta_1 = 1 - \mathrm{erf}(\eta). \qquad (11.33)$$

Функция ошибок или функция Крампа erf(η) табулирована и практически в любом пакете прикладных программ имеется подпрограмма ее вычисления. При возрастании η она быстро увеличивается до 1, причем уже при η = 1,4 g = 0,055556. На рис. 11.5 представлена зависимость $g(\eta)$, имеющая, как это следует из постановки задачи, универсальный характер.

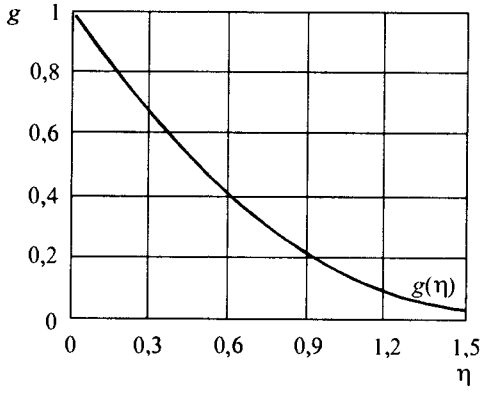


Рис. 11.5. Диффузия аэрозоля в неподвижном газе

Если за границу аэрозольного облака принять значение $c = 0{,}03 \cdot c_0$, то этому значению концентрации будет соответствовать величина $\eta_{гр} = 1{,}534$, откуда $x_{гр} = 3{,}069 \cdot (K_x\tau)^{1/2}$. Скорость перемещения этой границы $w(\tau) = 1{,}5345 \cdot (K_x/\tau)^{1/2}$, как и положение самой границы, определяется единственным параметром — коэффициентом диффузии в направлении оси координат x. Точное значение этой величины определить довольно трудно, так как она зависит от многих факторов, однако, если принять типичное в оценочных расчетах соотношение $K_x \approx 1000D$, где D — коэффициент молекулярной диффузии, то для частиц аэрозоля диаметром от 0,1 мкм до 10 мкм K_x будет изменяться от $2 \cdot 10^{-8}$ м^2/с до $1 \cdot 10^{-10}$ м^2/с. Но тогда полученные выше результаты означают, что для того, чтобы отойти от трубы на расстояние 1 м, аэрозольной частицы понадобится от 1000 до 300 000 часов!

На рис. 11.6 и 11.7 представленные численные значения $x_{гр}$ и w для частного случая $K_x = 2 \cdot 10^{-8}$ м^2/с, из анализа которых четко видно, что при полном штиле рассеивания аэрозолей в атмосфере практически не происходит.

Изменение размерности задачи не изменяет сделанных заключений. Если $K_x = K_y = K_z = K$ и $x^2 + y^2 + z^2 = r^2$, то при $u = 0$ точно так же, как это мы делали раньше, можно получить следующее решение

$$c(r,\tau) = \frac{Q}{(4\pi K\tau)^{3/2}} \exp\left(-\frac{r^2}{4K\tau}\right),$$

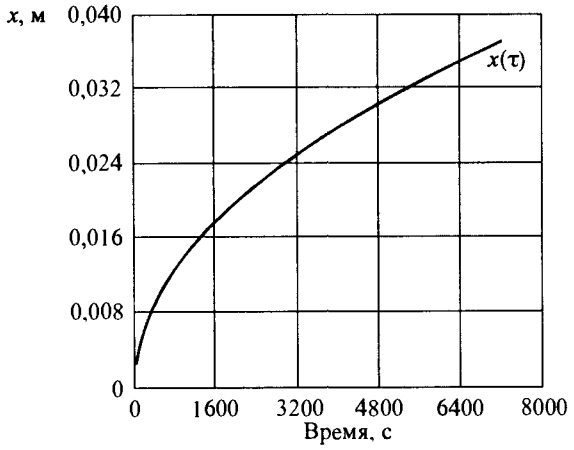


Рис. 11.6. Изменение положения границы облака во времени

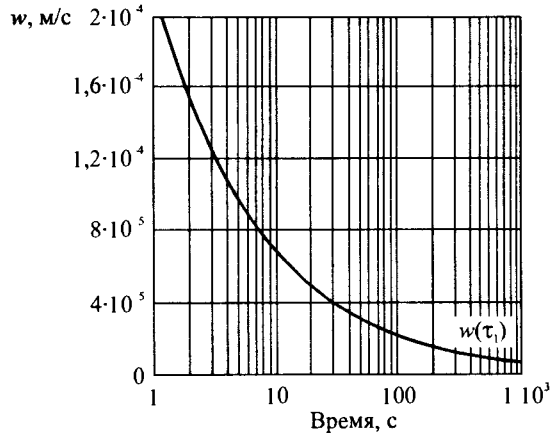


Рис. 11.7. Изменение скорости перемещения границы аэрозольного облака во времени

где Q — общее количество выпущенного источником в единицу времени вещества. Отмеченное обстоятельство имеет и математическое следствие, которое состоит в том, что при анализе явлений атмосферной турбулентности локальную скорость изменения параметра можно не учитывать.

Учтем теперь скорость ветра u. Полагая, как и ранее, в целях упрощения вычислений $K_x = K_y = K_z = K$ и переходя к сферическим координатам, вместо уравнения (11.16) получим

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} + \frac{ux}{r}\frac{\partial c}{\partial r} = \frac{K}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(r^2 \frac{\partial c}{\partial r}\right).$$

Решая это уравнение обычным образом (в данном случае можно воспользоваться методом разделения переменных) и учитывая, что начальную концентрацию c_0 можно выразить через выход дисперсной фазы в единицу времени Q (мощность источника), находим

$$c(x,r,\tau) = \frac{Q}{4\pi K r}\exp\left[-\frac{u}{2K}(r-x)\right]. \qquad (11.34)$$

Принимая, что при значительном удалении от источника $r \approx x$ и заменяя величину $r - x$ приближенным соотношением

$$r - x = \sqrt{x^2 + y^2 + z^2} - x = \left(\sqrt{1 + \frac{y^2 + z^2}{x^2}} - 1\right)x \cong \frac{y^2 + z^2}{x},$$

получаем выражение для концентрации в любой точке пространства при расположении начала координат в точечном источнике

$$c(x,y,z) = \frac{Q}{4\pi K x}\exp\left(-\frac{u}{4K}\cdot\frac{y^2 + z^2}{x}\right). \qquad (11.34а)$$

Интересно отметить, что уже сам вид решения (11.34а) указывает на экстремальную зависимость концентрации от координаты x. В самом деле, предэкспоненциальный множитель с увеличением x уменьшается по гиперболическому закону, тогда как сама экспонента с возрастанием x увеличивается.

Если начало координат перенести в центр основания дымовой трубы **эффективной высотой** $H_э$, то вместо z в формулу (11.34а) следует подставить $z - H_э$, и тогда имеем

$$c(x,y,z) = \frac{Q}{4\pi Kx}\exp\left[-\frac{u}{4K}\frac{y^2+(z-H_э)^2}{x}\right]. \tag{11.35}$$

Концентрация на уровне земли (z = 0) определится по выражению

$$c(x,y,0) = \frac{Q}{4\pi Kx}\exp\left(-\frac{u}{4K}\frac{y^2+H_э^2}{x}\right). \tag{11.36}$$

Мы не будем здесь приводить результатов численных расчетов по выражению (11.36), так как оно не вполне соответствует действительным условиям атмосферной диффузии. В самом деле, как было показано ранее, коэффициенты турбулентной диффузии различны для координат x, y, z и зависят от расстояния от трубы по направлению ветра, т.е. от координаты x. Однако данная формула правильно отражает зависимости локальной приземной концентрации аэрозоля от основных параметров процесса рассеяния. Во-первых, эта концентрация экспоненциально зависит от квадратов высоты трубы и поперечной координаты и, во вторых, расстояние от трубы "по ветру" всегда стоит в знаменателе, как предэкспоненциального множителя, так и показателя экспоненты (обычно в степени от 1 до 2). Это же свойство относится и к коэффициенту турбулентной диффузии.

11.3.1. НАЗЕМНЫЙ ИСТОЧНИК

Два выражения, полученные О. Г. Сеттоном [96], позволяют определить концентрацию частиц аэрозоля c (г/см^3) в данной точке облака, если известны скорость эмиссии вещества и некоторые метеорологические данные.

Непрерывный точечный источник, расположенный на уровне земли, производительностью Q (г/с) дает:

$$c(x,y,z) = \frac{2Q}{\pi C_y C_z u x^{2-n}}\exp\left[-x^{n-2}\left(\frac{y^2}{C_y^2}+\frac{z^2}{C_z^2}\right)\right]. \tag{11.37}$$

Непрерывный бесконечно длинный линейный источник, расположенный перпендикулярно направлению ветра, производительностью Q, г/(см·с), дает:

$$c(x,z) = \frac{2Q}{\pi^{1/2} C_z u x^{1-n/2}}\exp\left(-\frac{z^2}{C_z^2 x^{2-n}}\right). \tag{11.38}$$

Здесь x, y, z относятся соответственно к направлению вдоль ветра, поперек ветра и к вертикальному; u — средняя скорость ветра; C_y и C_z — обобщенные коэффициенты турбулентной диффузии; n — параметр, числовое значение которого изменяется между 0 и 1 в зависимости от устойчивости атмосферы (Сеттон принял n = 0,2 при сильной неустойчивости, 0,25 — при нейтральных условиях, 1/3 — для умеренной инверсии и 0,5 — для сильной инверсии).

Интегрирование (11.37) и (11.38) по времени дает соотношение между полным количеством выпущенного источником за определенное время вещества и массой вещества, собранного при непрерывном пропускании дыма в данной точке через фильтр в течение этого же времени. Эти соотноше-

ния справедливы независимо от того, будет ли производительность источника постоянной во времени или нет.

Необходимо подчеркнуть, что хотя вышеприведенные решения Сеттона являются более строгими по сравнению с тем приближенным подходом, который мы использовали ранее для иллюстрации физической сущности процесса рассеяния аэрозоля в атмосфере при наличии ветра, математическая структура выражений одинакова. И здесь в решениях (11.37), (11.38) четко проявляется существование экстремума концентрации при некотором значении координаты x. Аналогичным образом (по экспоненциальной зависимости) изменяется концентрация частиц и вдоль координат y и z.

Колдер [2] распространил основные положения теории пристенной турбулентности Прандтля на приземный слой воздуха и для случая диффузии в адиабатических условиях для тех же источников выбросов получил следующие приближенные решения:

$$c(x,y,z)=\frac{Qu}{2k^2au_*^2x^2}\exp\left[-\frac{u}{ku_*x}\left(\frac{y}{a}+z\right)\right]; \tag{11.39}$$

$$c(x,z)=\frac{Q}{ku_*x}\exp\left(-\frac{uz}{ku_*x}\right), \tag{11.40}$$

где k — постоянная Кармана; α — отношение поперечной и вертикальной степеней турбулентности; $u_* = (\tau_0/\rho)^{1/2}$ — динамическая скорость; τ_0 — касательное напряжение в воздухе на подстилающей поверхности. Величины a и u_* находятся по экспериментальным данным.

11.3.2. ВОЗВЫШЕННЫЙ ИСТОЧНИК

Непрерывный точечный источник, расположенный на высоте $H_э$ над землей дает

$$c(x,y,z)=\frac{Q}{\pi C_yC_zux^{2-n}}\exp\left(-\frac{y^2}{C_y^2x^{2-n}}\right)\left\{\exp\left[-\frac{(z-H_э)^2}{C_z^2x^{2-n}}\right]+\exp\left[-\frac{(z+H_э)^2}{C_z^2x^{2-n}}\right]\right\}. \tag{11.41}$$

При $H_э = 0$ это уравнение переходит в (11.37), а при $z = 0$ дает концентрацию выбросов на поверхности земли

$$c(x,y,0)=\frac{2Q}{\pi C_yC_zux^{2-n}}\exp\left[-x^{n-2}\left(\frac{y^2}{C_y^2}+\frac{H_э^2}{C_z^2}\right)\right]. \tag{11.42}$$

Дифференцируя (11.42) по x и приравнивая полученный результат нулю, находим, что экстремальному значению приземной концентрации соответствует расстояние от оси основания дымовой трубы, равное

$$x_{max}=(H_э^2/C_z^2)^{1/(2-n)}. \tag{11.43}$$

В свою очередь, данной координате соответствует максимальное значение приземной концентрации выбросов, определяемое выражением

$$c_{max}=\frac{2Q}{\pi\cdot\exp(-1)\cdot u\cdot H_э^2}\left(\frac{C_z}{C_y}\right)=\frac{0{,}735759Q}{\pi uH_э^2}\left(\frac{C_z}{C_y}\right). \tag{11.44}$$

Таким образом, концентрация выбросов на уровне земли возрастает до максимума на расстоянии, приблизительно пропорциональном высоте источника, и затем медленно падает до нуля. Величина максимальной концентрации прямо пропорциональна производительности источника и обратно пропорциональна квадрату его высоты над землей. Следовательно, высокие дымовые трубы могут значительно снизить загрязненность воздуха в непосредственной близости от них, однако на расстояниях в несколько километров влияние высоты источника становится менее заметным.

Приведенные решения также показывают четкую зависимость закономерности распределения выбросов по поверхности земли от состояния атмосферы (параметр n). На рис. 11.8 показана зависимость изменения концентрации выбросов $Q_2 = \pi c(x, 0, 0)/(2Q)$ от расстояния от оси основания трубы вдоль направления ветра (x_1, *м*), построенная для всех четырех значений параметра n (они показаны в скобках как аргументы функции) и одинаковых обобщенных коэффициентах турбулентной диффузии ($C_y = 0{,}21$; $C_z = 0{,}12$).

Из данных рис. 11.8 можно видеть, что параметр устойчивости атмосферы оказывает на закономерности рассеяния аэрозолей в атмосфере двоякое влияние. Во-первых, при снижении n загрязнение приземного слоя воздуха начинается на существенно меньших расстояниях от трубы, чем в случаях более устойчивой стратификации атмосферы. И, во-вторых, максимальное загрязнение также наблюдается при меньших x. В частности, для условий расчета рис.11.8 указанные характеристики загрязнения могут быть проиллюстрированы следующими цифрами:

n	0,2	0,25	1/3	0,5
$x_{нач}$, м	189	1000	1500	3500
x_{max}, м	3000	3500	5000	13500
$c_{max} \cdot 10^6$	2,6411	2,6689	2,6634	2,6694

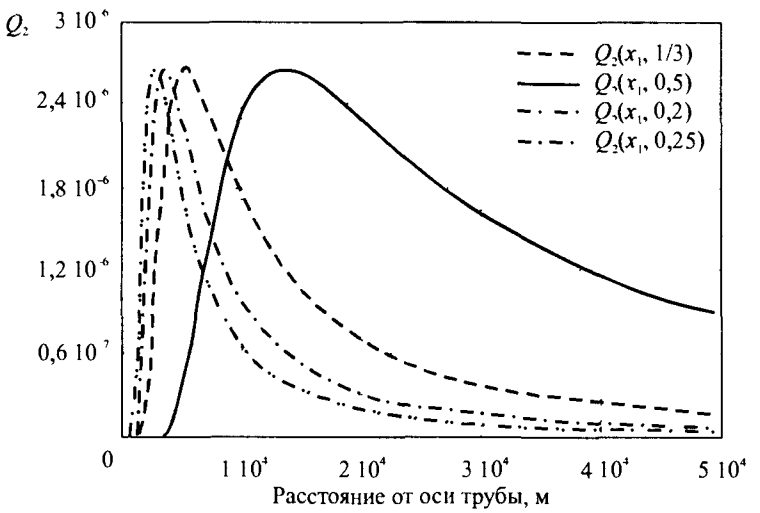


Рис. 11.8. Изменение концентрации выбросов вдоль проекции оси струи "по ветру"

Аналогичное влияние оказывает параметр n и на характер распределения выбросов по поверхности земли. На рис. 11.9 представлены линии равного значения условной концентрации выбросов для двух значений n: 0,25 и 0,5. (Здесь на оси ординат показано расстояние от оси трубы перпендикулярно направлению ветра, а на оси абсцисс — вдоль ветра.) Как можно видеть, данные этого рисунка полностью подтверждают сделанные ранее выводы.

Необходимо подчеркнуть, что рассмотренные выше решения нельзя считать в полной мере применимыми именно для описания рассеивания аэрозолей в виде твердых частиц, так как они не учитывают такого важного фактора, как осаждение частиц из аэрозольного облака под действием силы тяжести. Формулы (11.37)–(11.43) подразумевают "невесомые" частицы (или выбросы), которые достигают поверхности земли исключительно за счет вертикальной составляющей турбулентной диф-

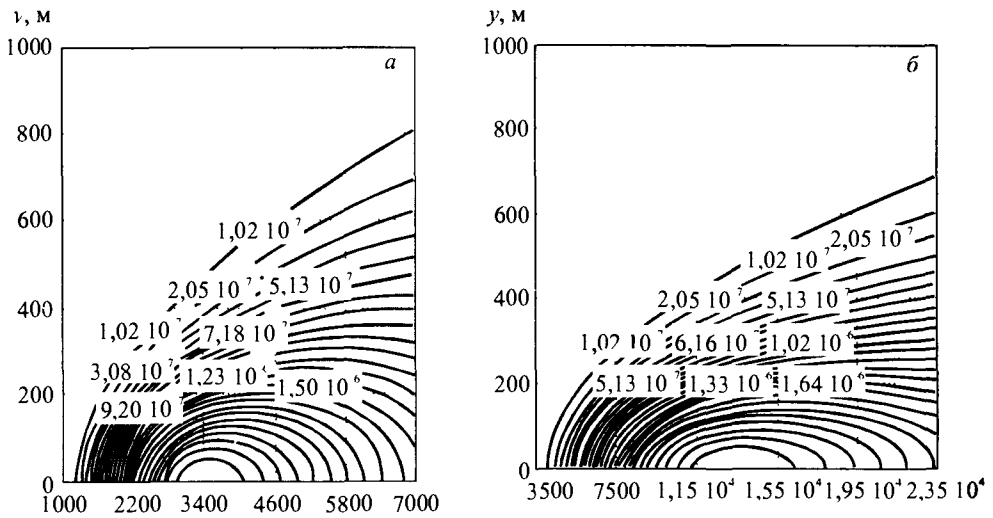


Рис. 11.9. Поле концентраций вредных выбросов в горизонтальной плоскости:
а — $n = 0{,}25$, *б* — $n = 0{,}5$

фузии. В практическом плане эти уравнения можно использовать для оценки рассеивания устойчивых высокодисперсных аэрозолей.

11.3.3. ОСАЖДЕНИЕ АЭРОЗОЛЕЙ ИЗ АТМОСФЕРЫ

Приведенные выше формулы применимы лишь к аэрозолям с настолько мелкими частицами, что можно пренебречь их потерями за счет осаждения. При наличии крупных частиц выпадение на землю может сильно уменьшить концентрацию аэрозоля. Частицы разных размеров, выпущенные с некоторой высоты H над землей при ламинарном ветре осели бы на землю на расстояниях Hu/v_s по горизонтали, где v_s — скорость оседания (седиментации) частицы. Таким образом, частицы с малой скоростью оседания достигли бы земли очень далеко от источника. В турбулентной атмосфере частицы переносятся к поверхности земли турбулентной диффузией и осаждаются на поверхности за счет седиментации, инерционного осаждения, диффузии и, возможно, также под действием электрического поля Земли.

Предположим, что вертикальное распределение вещества в облаке не изменяется в процессе осаждения и что скорость выпадения (количество вещества, выпадающего на единице площади за секунду) в любой точке вдоль пути облака выражается произведением концентрации аэрозоля у самой земли $c(x, y, 0)$ и скорости оседания частиц v_s. Вычислим количество вещества, выпавшего из облака от непрерывного наземного точечного источника, заменив постоянную производительность Q величиной $Q(x)$. Последняя представляет собой массу вещества, пересекающего в единицу времени вертикальную плоскость, перпендикулярную направлению ветра и находящуюся на расстоянии x от источника. Запишем:

$$\frac{dQ(x)}{dx} = -\int_{-\infty}^{\infty} v_s c(x,y,0)dy = -\frac{2v_s Q(x)}{\pi^{1/2} C_z u x^{1-n/2}}. \qquad (11.44)$$

Интегрируя это уравнение, можно получить выражение для исправленной на эффект выпадения частиц производительности источника

$$Q(x) = Q \exp\left(-\frac{4v_s x^{n/2}}{\pi^{1/2} C_z u n} \right). \tag{11.45}$$

Подставляя $Q(x)$ в уравнение (11.1) вместо Q, получим выражение для исправленного значения концентрации в точке (x, y, z):

$$c(x,y,z) = \frac{2Q}{\pi C_y C_z u x^{2-n}} \exp\left(-\frac{4v_s x^{1/2}}{\pi^{1/2} C_z u n} \right) \exp\left[-x^{n-2} \left(\frac{y^2}{C_y^2} + \frac{z^2}{C_z^2} \right) \right]. \tag{11.46}$$

При этом скорость выпадения в точке (x, y) равна:

$$v_s c(x, y, 0) = \frac{2v_s Q}{\pi C_y C_z u x^{2-n}} \exp\left(-\frac{4v_s x^{n/2}}{\pi^{1/2} C_z u n} \right) \exp\left(-\frac{y^2}{C_y^2 x^{2-n}} \right). \tag{11.47}$$

На любом расстоянии x в направлении ветра максимум выпадения будет достигаться при определенной скорости оседания $v_{s\,\max}(x)$, которую можно вычислить, дифференцируя уравнение (11.47) по v_s и приравнивая результат нулю. При этом получим выражение

$$v_{s\,\max}(x) = 0{,}25 n u \pi^{1/2} C_z x^{-n/2}, \tag{11.48}$$

которое при $n = 0{,}25$; $u = 5$ м/с и $C_z = 0{,}12$ трансформируется к виду

$$v_{s\,\max}(x) = 0{,}0665/x^{0{,}125} \text{ м/с}. \tag{11.49}$$

Аналогичным образом можно учесть осаждение в формуле Сеттона для концентрации от возвышенного точечного источника.

11.3.4. ВЫПАДЕНИЕ ПЫЛИ, ВЫБРАСЫВАЕМОЙ ДЫМОВЫМИ ТРУБАМИ

Описанный выше способ учета выпадения частиц аэрозоля из облака под действием силы тяжести применим и в данном случае, необходимо только учесть два отличия от наземных источников. Во-первых, как уже отмечалось ранее, на расстоянии в несколько сот метров от трубы дымовой факел постепенно поднимается вверх благодаря начальной скорости, с которой газы выходят из трубы, а также вследствие их меньшей плотности по отношению к воздуху. Поэтому эффективная высота точки эмиссии пыли больше высоты трубы и тем больше, чем горячее дым. Во-вторых, приземная концентрация $c(x, y, 0)$ в выражении (11.44) теперь описывается уравнением (11.42). Тогда текущая производительность источника вдоль проекции оси дымового факела будет изменяться в соответствии с уравнением

$$\frac{dQ(x)}{dx} = -\frac{2Q(x)v_s}{\pi C_y C_z u x^{2-n}} \int_{-\infty}^{\infty} \exp\left[-x^{n-2} \left(\frac{y^2}{C_y^2} + \frac{H^2}{C_z^2} \right) \right] dy = -\frac{2v_s Q(x)}{\pi^{1/2} C_z u x^{1-n/2}} \exp\left(-\frac{H^2}{C_z^2 x^{2-n}} \right).$$

Интегрируя это уравнение, учитывающее осаждение частиц из облака, получим выражение для мощности источника выброса:

$$Q(x) = Q\exp\left[-\frac{2v_s}{\pi^{1/2}C_z u}\int_0^x x_p^{-(1-n/2)}\exp\left(-\frac{H^2}{C_z^2 x_p^{2-n}}\right)dx_p\right],$$

где x_p — переменная интегрирования. Следовательно, приземная концентрация аэрозоля описывается уравнением

$$c(x,y,0) = \frac{2Q}{\pi C_y C_z u x^{2-n}}\exp\left[-\frac{2v_s}{\pi^{1/2}C_z u}\int_0^x x_p^{-(1-n/2)}\exp\left(-\frac{H^2}{C_z^2 x_p^{2-n}}\right)dx_p\right]\exp\left[-x^{n-2}\left(\frac{y^2}{C_y^2}+\frac{H^2}{C_z^2}\right)\right]. \quad (11.50)$$

Среднюю скорость выпадения получаем умножением правой части (11.50) на v_s.

На рис. 11.10 представлено сравнение закономерностей изменения концентрации аэрозоля на поверхности земли вдоль направления ветра для случая безразличного состояния атмосферы ($n = 0{,}25$) при среднем значении скорости осаждения частицы, равной 0,3 м/с. Можно видеть, что начальная стадия загрязнения поверхности не зависит от того, выпадает аэрозоль из атмосферы или нет. Однако, начиная с некоторого расстояния (в условиях рисунка это 3 км), различие приземных концентраций резко возрастает. Максимум концентрации сдвигается в сторону трубы (3 км против 3,5 км), несколько уменьшается максимальное значение концентрации ($2{,}003\cdot10^{-6}$ против $2{,}669\cdot10^{-6}$) и, что самое главное, уровень загрязнения быстрее стремится к нулю. Практически загрязнение прекращается уже при удалении от трубы на 8–9 км, тогда как при отсутствии осаждения зона загрязнения простирается на расстояние свыше 15 км.

Анализируя формулу (11.50), можно заметить, что закономерности изменения приземной концентрации аэрозоля при наличии осаждения частиц определяются двумя безразмерными параметрами: относительной скоростью оседания v_s/u и относительным удалением точки наблюдения от дымовой трубы x/H. Конечно, уравнение (11.50) учитывает не все метеорологические факторы и по этой причине пригодно для оценки "разовых" концентраций, т.е. таких концентраций, какие имеют место при сохранении направления ветра.

Если учесть изменчивость направления ветра и произвести интегрирование уравнения (11.50) по углу отклонения от наиболее вероятного (типичного) направления (как это мы делали раньше при анализе зависимости концентраций от времени осреднения), то для средней скорости выпадения в

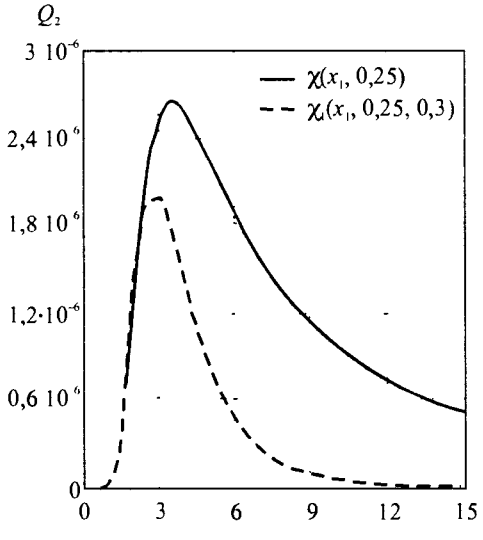


Рис. 11.10. Влияние осаждения частиц на изменение концентрации вредных выбросов

точке P земной поверхности, отстоящей на расстоянии x от основания трубы, можно получить следующее уравнение

$$\langle v_s c(P,0)\rangle = 32\cdot 10^{-4}\frac{Qb}{H^2}\frac{(20H/x)^{20(v_s/u)+2}}{\Gamma(20v_s/u)}\exp\left(-\frac{20H}{x}\right), \tag{11.51}$$

где b — доля времени, в течение которого направление ветра отклоняется не более, чем на 45° от линии, соединяющей основание трубы с точкой P; $\Gamma(z)$ — гамма-функция. Если v_s и u выражаются в м/с, H и x — в м, а Q — в г/с, то можно записать:

$$\langle v_s c(P,0)\rangle_{\text{год}} = 3{,}5\cdot 10^3\frac{Qb}{H^2}F\left(\frac{v_s}{u},\frac{x}{H}\right)\text{тонн/(км}^2\text{ год)}, \tag{11.52}$$

где

$$F(v_s/u, x/H) = 1{,}01\frac{(20H/x)^{20(v_s/u)+2}}{\Gamma(20v_s/u)}\exp(-20H/x). \tag{11.53}$$

На рис. 11.11 представлены линии равного значения относительных концентраций $W = \langle v_s c(P,0)\rangle_{\text{год}}/(Qb)$ в плоскости переменных x/H и v_s/u для двух различных областей их изменения. Можно видеть, что при постоянном значении скорости оседания частицы концентрация при удалении от трубы сначала возрастает, проходит через максимум, а затем уменьшается. Иными словами, формула (11.53) позволяет классифицировать поверхность, расположенную в окрестности трубы, по степени среднегодового загрязнения.

Теоретические и наблюдаемые данные различаются не более чем в два раза. Такая степень согласия достаточна для многих целей, но для уточнения следует, однако, провести еще большую работу; например, коагуляция пыли может значительно исказить результаты расчетов.

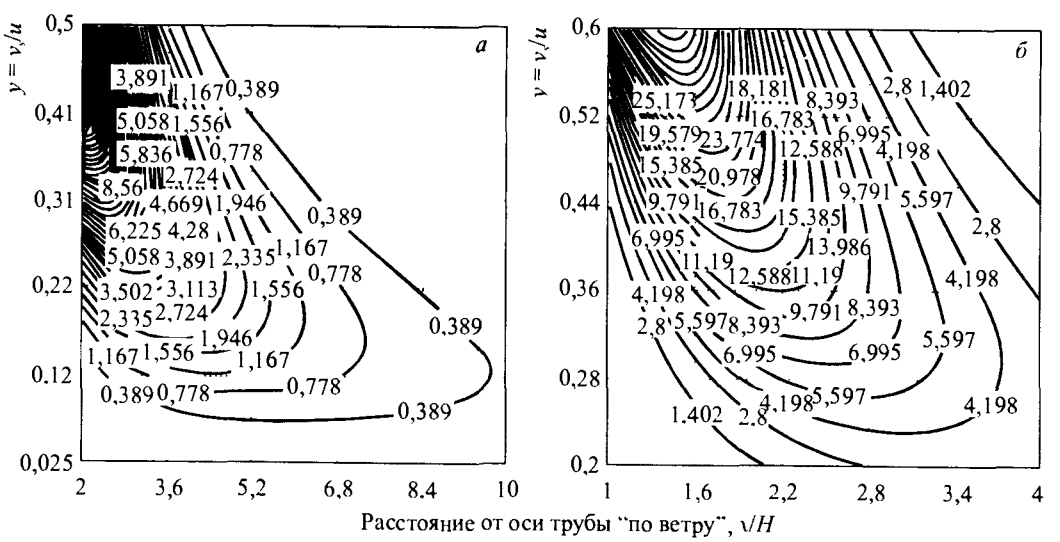


Рис. 11.11. Зависимость условных годовых выбросов от относительной скорости оседания частиц (ось ординат) и относительного удаления от оси трубы (ось абсцисс) для H = 150 м:
а — в радиусе 1,5 км, *б* — в радиусе 0,6 км

11.3.5. ВЫМЫВАНИЕ ПЫЛИ ДОЖДЕМ

Оседание и инерционное осаждение истощают лишь самые нижние слои аэрозольного облака, дождь же уносит частицы из всей массы облака, если оно находится ниже дождеобразующего слоя. Во время падения дождевые капли собирают взвешенные в воздухе частицы, и это приводит к существенному увеличению скорости выпадения аэрозолей.

Механизм кинематической коагуляции мы подробно рассматривали ранее. Рассмотрим теперь 1 см^3 монодисперсного аэрозоля, через который падают со скоростью $v_к$ сферические водяные капли одинакового диаметра $d_к$. Пусть в момент времени t концентрация водяных капель равна N, а концентрация частиц аэрозоля n. Коэффициент захвата частиц каплями $h_з$ зависит от диаметра и скорости капель, а также от диаметра частиц, и скорость их уноса каплями выразится следующим образом:

$$-\frac{dn}{d\tau} = \frac{\pi d_к^2}{4}\eta_з v_к n N. \qquad (11.54)$$

В случае естественного дождя, содержащего капли с широким диапазоном размеров, доля аэрозольных частиц, захваченных за 1 с, равна

$$p = \sum_i \frac{\pi d_{кi}^2}{4}\eta_{зi} v_к N,$$

причем суммирование производится по всей области размеров дождевых капель. Таким образом, отношение концентрации частиц в аэрозольном облаке в момент времени t к начальной концентрации n_0 выразится уравнением:

$$\frac{n}{n_0} = \exp(-p\tau) = \exp\left(-\sum_i \frac{\pi d_{кi}^2}{4}\eta_{зi} v_{кi} N_i \tau\right). \qquad (11.55)$$

Необходимые для выполнения расчетов значения коэффициента захвата можно определить лишь экспериментальным путем, так как для их расчета требуется знание режима обтекания капли воздушным потоком и поле скорости этого потока вблизи поверхности капли. Указанные характеристики, конечно, зависят от термодинамической стратификации атмосферы и не могут иметь общего характера.

На рис. 11.12 показано изменение коэффициента захвата в плоскости переменных $d_к$ и $d_ч$, которое может использоваться в расчетах. Из данных этого рисунка видно, что при диаметре частиц (с плотностью 1 г/см^3) меньше ~ 4 мкм $\eta_з \le 0{,}17$ для дождевых капель любого размера. Однако при диаметре частиц 8 мкм для капель крупнее ~ 800 мкм $\eta_з > 0{,}5$, а для более крупных частиц коэффициент захвата еще выше. Таким образом, при частицах мельче 4 мкм уменьшение концентрации аэрозоля за счет вымывания дождем незначительно, тогда как для более грубых аэрозолей этот эффект, по-видимому, становится заметным. Вымывание частиц дождем рассчитывается путем подстановки в уравнение (11.54) соответствующих значений $\eta_з$ и $v_к$ и данных по распределению капель по размерам.

Результаты таких расчетов показывают, что при интенсивности дождя 1 мм/ч и диаметре аэрозольных частиц (с плотностью 1 г/см^3) 10 мкм $n/n_0 = \exp(-2{,}2\cdot 10^{-4}\tau)$, так что через час концентрация аэрозоля падает до 0,45 начальной величины.

Чтобы учесть вымывание дождем, запишем уравнение (11.42) в виде

$$c(x,y,0) = \frac{2Q\exp(-px/u)}{\pi C_y C_z u x^{2-n}}\exp\left[-x^{n-2}\left(\frac{y^2}{C_y^2}+\frac{H^2}{C_z^2}\right)\right]. \qquad (11.55)$$

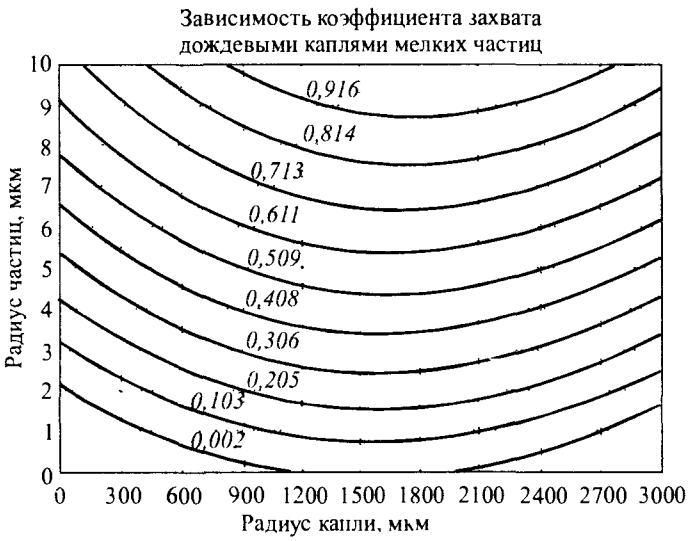


Рис. 11.12. Линии равного значения коэффициента захвата

Отсюда по заданным значениям p можно найти концентрацию аэрозоля в любой точка поверхности земли. Аналогичным образом можно преобразовать другие уравнения.

Легко вычислить массу аэрозоля, выпадающего за 1 с за счет вымывания в точке (x, y, 0), равную произведению p на интеграл от концентрации облака, взятый по высоте над этой точкой, т.е.

$$p\int_0^\infty c(x,y,z)dz = \frac{2pQ\exp(-px/u)}{\pi^{1/2}C_y u x^{1-n/2}}\exp\left(-\frac{y^2}{C_y^2 x^{2-n}}\right). \qquad (11.56)$$

В данном процессе очень важна смачиваемость частиц. Например, для частиц с медианным диаметром 2 мкм при интенсивности дождя 2,5 мм/ч в течение нескольких часов может быть вымыто 90 % смачиваемых частиц и лишь ~ 25 % несмачиваемых частиц.

11.4. МЕТОДИКИ РАСЧЕТА РАССЕИВАНИЯ ВРЕДНЫХ ВЫБРОСОВ И ВЫБОР ДЫМОВОЙ ТРУБЫ

Рассмотренные выше соотношения и результаты анализа процесса рассеяния аэрозолей характеризуют лишь один из ныне существующих подходов к описанию этой проблемы. В настоящее время существует, как минимум, пять методик расчета атмосферной диффузии примеси: Сеттона [96], ЛГМИ [100], ИЭМ [101], ГГО [102] и Пасквилла [91]. Ниже приведены конечные выражения определения приземной концентрации для случая непрерывного выброса мощностью 1 ед./с, предлагаемые в первых четырех из них:

Сеттон:
$$c(x,y,0) = \frac{2}{\pi C_y C_z u x^{2-n}}\exp\left[-\left(\frac{y^2}{C_y^2 x^{2-n}} + \frac{H^2}{C_z x^{2-n}}\right)\right];$$
$$C_y = 0{,}21; \quad C_z = 0{,}12; \quad n = [0{,}2\ \ 0{,}25\ \ 1/3\ \ 0{,}5];$$

ЛГМИ:
$$c(x,y,0) = \frac{54}{u x^{1\,9}}\exp\left[-\left(\frac{y^2}{2\bar{y}^2} + 14{,}5H^{1\,18}\right)\right];$$
$$\bar{y}^2 = (0{,}2x^{0\,9})^2;$$

ИЭМ: $$c(x,y,0)=\frac{1}{\sqrt{2\pi}b_y b_z u x^2}\exp\left[-\left(\frac{y^2}{2b_y^2x^2}+\frac{H}{b_z x}\right)\right];$$

$b_y = 0{,}08; \quad b_z = 0{,}024;$

ГГО: $$c(x,y,0)=c_м S_1\left(\frac{x}{x_м}\right)S_2\left(\frac{y}{x}\right)r\left(\frac{u}{u_м}\right); \quad c_м=\frac{AmnF}{H^2\sqrt[3]{V\Delta T}};$$

$x_м$ — функция H; $u_м = 0{,}65\sqrt[3]{V\Delta T/H}$; $A = 0{,}12-0{,}24.$

Выполняя расчеты при конкретных значениях метеорологических параметров, нетрудно убедиться, что все эти соотношения дают достаточно близкие результаты. В литературе утверждается, что относительную погрешность методики Сеттона оценить не представляется возможным, так как она дает значение мгновенной концентрации; методика ЛГМИ дает разовое значение концентрации, т.е. осредненное за 20–30 мин, и имеет относительную погрешность в 50 %. Такая же погрешность характеризует методику ИЭМ, но последняя дает концентрацию, осредненную за период 10–40 мин. Методика ГГО дает разовую концентрацию и имеет погрешность равную 30 %.

В настоящее время в мировой практике наиболее употребительны две методики, рекомендованные для расчета промышленных загрязнений атмосферы. Это методика, разработанная под руководством М. Е. Берланда в Главной геофизической обсерватории СССР (ГГО), проверенная на большом экспериментальном материале и положенная в основу утвержденных Госстроем СССР "Указаний по расчету рассеивания в атмосфере вредных веществ, содержащихся в выбросах предприятий, СН-369–74" [102, 103], и методика расчета рассеивания выбросов атомных реакторов, разработанная Пасквиллом [91], развитая Мидом, Гиффордом и Брайант [104, 105, 106], рекомендованная Всемирной метеорологической организацией для оценки загрязнения атмосферы от предприятий атомной промышленности и энергетики.

Теоретические основы методики ГГО подробно изложены в книге М. Е. Берланда [103]. В соответствии с этой методикой степень загрязнения приземного слоя атмосферного воздуха выбросами вредных веществ из приподнятых непрерывно действующих точечных и линейных источников определяется по наибольшему рассчитанному значению разовой приземной концентрации вредных веществ $c_м$, которая устанавливается на некотором расстоянии от места выброса при наиболее неблагоприятных метеорологических условиях, когда скорость ветра достигает опасного значения $u_м$ и происходит интенсивный турбулентный обмен. Методика ГГО позволяет рассчитать поле разовых концентраций примеси у земли при выбросе из одиночного источника и группы источников, при нагретых и холодных выбросах, при выбросе из аэрационных фонарей, а также дает возможность учесть одновременное действие разнородных источников и рассчитать суммарное загрязнение атмосферы от промышленных комплексов (с учетом вредного действия ингредиентов), что является чрезвычайно важным для современного производства. На основании данной методики можно определить минимально допустимую высоту трубы предприятия, через которую производится выброс в атмосферу вредных веществ, предельно допустимый выброс, обеспечивающий непревышение санитарных норм содержания вредных веществ в приземном слое воздуха, и границы санитарно-защитной зоны предприятий.

Расчет начинают с определения опасной скорости ветра, характерной для месторасположения предприятия, на котором предполагается строить дымовую трубу. При этом, под опасной скоростью ветра понимают такую скорость, при которой концентрации вредных примесей на уровне дыхания людей достигают своей максимальной величины. Здесь имеется простая связь. С одной стороны, при возрастании скорости ветра u для данного значения высоты трубы H концентрация примеси c в приземном слое падает (этот вывод вытекает из всех приведенных ранее формул и графиков). С другой стороны, с ростом u уменьшается эффективная высота трубы, так как снижается подъем факела. Поэтому должно существовать некоторое экстремальное значение скорости ветра, величина которо-

го определяется множеством факторов, в число которых входит объемный расход выбрасываемых газов, их температура, скорость истечения из трубы и т.п.

Опасная скорость ветра на уровне флюгера (~ 10 м от поверхности земли) определяется по следующим соотношениям:

$$\begin{cases} u_{\text{м}} = 0{,}5 \quad \text{при} \quad v_{\text{м}} \le 0{,}5; \\ u_{\text{м}} = v_{\text{м}} \quad \text{при} \quad 0{,}5 < v_{\text{м}} \le 2; \\ u_{\text{м}} = v_{\text{м}}(1 + 0{,}12\sqrt{f}) \quad \text{при} \quad v_{\text{м}} > 2. \end{cases} \tag{11.57}$$

Здесь

$$v_{\text{м}} = 0{,}65\sqrt[3]{\frac{V_1 \Delta T}{H}}; \quad f = \frac{10^3 w_0^2 D_0}{H^2 \Delta T},$$

V_1 — объемный расход выбрасываемых газов, м³/с; w_0 — скорость истечения газов из устья дымовой трубы, м/с; D_0 — диаметр устья дымовой трубы, м. В разности $\Delta T = T_{\text{г}} - T_{\text{в}}$ под $T_{\text{в}}$ понимается средняя температура самого жаркого месяца в полдень. Для этих условий

$$c_{\text{м}} = c_{\max} = \frac{AQ_{\text{г}}Fmn}{H^2\sqrt[3]{V_{\text{г}}\Delta T}}, \tag{11.58}$$

где A — коэффициент, зависящий от температурной стратификации атмосферы для неблагоприятных метеорологических условий, при которых концентрации вредных химических веществ в атмосферном воздухе от источника выброса достигают наибольшего значения. Этот коэффициент имеет размерность $с^{2/3}\cdot г/К^{1/3}$, определяет условия вертикального и горизонтального рассеивания примесей в воздухе и равен:

субтропическая зона Средней Азии (южнее 40° с.ш.)	0,24
Казахстан, Нижнее Поволжье, Кавказ, Молдавия, Сибирь, Дальний Восток, остальные районы Средней Азии	0,20
Север и северо-Запад европейской территории России, страны Балтии, Белоруссия, Украина, Среднее Поволжье, Урал	0,16
Центральная часть европейской территории России	0,12

Для других территорий значения A должны приниматься по сходству климатических условий в этих областях.

$\Delta T = T_{\text{г}} - T_{\text{в}}$ (°С) следует определять, принимая среднегодовую или среднемесячную температуру выбрасываемой в атмосферу газовоздушной смеси $T_{\text{г}}$ по действующим для этого предприятия технологическим или санитарным нормативам или по данным измерений, а в качестве $T_{\text{в}}$ для разовых и среднесуточных определений ПДВ — среднедневную температуру наиболее жаркого месяца года, для среднегодовых определений ПДВ при равномерных выбросах — среднегодовую в дневное время (в 12–14 ч местного времени).

Безразмерный коэффициент F принимается для газообразных вредных химических и радиоактивных веществ, мелкодисперсных аэрозолей (скорость упорядоченного оседания которых не превышает 0,05 м/с) равным единице; для крупнодисперсной пыли и золы, если средний эксплуатационный коэффициент очистки равен: не менее 90 % — $F = 2$, от 75 до 90 % — $F = 2{,}5$; менее 75 % — $F = 3$.

Вне зависимости от эффективности пылеулавливания F принимается равным 3 также при расчетах рассеивания пыли в атмосфере для производств, у которых выбросы пыли сопровождаются выделениями водяного пара в количестве, достаточном для того, чтобы в течение всего года наблюдалась его интенсивная конденсация сразу же после выхода в атмосферу, а также коагуляция влажных пылевых частиц. При выбросе тяжелых частиц плотностью 10 г/см^3 и более коэффициент F также принимают равным 2,5–3. Безразмерный коэффициент m в зависимости от значения параметра f определяют по формуле

$$m = \left(0{,}67 + 0{,}1\sqrt{f} + 0{,}34\sqrt[3]{f}\right)^{-1}. \tag{11.59}$$

Безразмерный коэффициент n в зависимости от значения параметра $v_м$ вычисляется по логическому условию выбора:

$$\begin{cases} n = 3 \text{ при } v_м \le 0{,}3; \\ n = 3 - \sqrt{(v_м - 0{,}3)(4{,}36 - v_м)} \text{ при } 0{,}3 < v_м \le 2; \\ n = 1 \text{ при } v_м > 2. \end{cases} \tag{11.60}$$

Расстояние, на котором достигается при неблагоприятных метеорологических условиях (конвекция) максимальная приземная концентрация вредных веществ $c_м$, дается выражением

$$X_м = d\,H, \tag{11.61}$$

причем коэффициент d определяют в зависимости от параметров $v_м$ и f по следующим формулам:

$$\begin{cases} d = 4{,}95 v_м (1 + 0{,}28\sqrt[3]{f}) & \text{при} \quad v_м \le 2; \\ d = 7\sqrt{v_м}(1 + 0{,}28\sqrt[3]{f}) & \text{при} \quad v_м > 2. \end{cases} \tag{11.62}$$

При $F \ge 2$ $x_м$ (в м) определяют по формуле

$$x_м = [(5 - F)/4]\,dH. \tag{11.63}$$

Приземную концентрацию вредных химических или радиоактивных веществ $c(x, y, 0)$ в атмосфере на различных расстояниях от источника выброса рассчитывают по формуле

$$c(x, y, 0) = c_м S_1\left(\frac{x}{x_м}\right) S_2\left(\frac{y}{x}\right) r\left(\frac{u}{u_м}\right), \tag{11.64}$$

где S_1 — безразмерная величина, определяемая при опасной скорости ветра в зависимости от отношения $\bar{x} = x/x_м$ по формулам:

$$\begin{cases} S_1 = 3\bar{x}^4 - 8\bar{x}^3 + 6\bar{x}^2 & \text{при} \quad \bar{x} \le 1; \\ S_1 = 1{,}13/(0{,}13\bar{x}^2 + 1) & \text{при} \quad 1 < \bar{x} \le 8. \end{cases} \tag{11.65}$$

При $x/x_м = 8$ и $F = 1$ S_1 находят по выражению

$$S_1 = \bar{x}/(3{,}58\bar{x}^2 - 35{,}2\bar{x} + 120). \qquad \textbf{(11.66)}$$

При $x/x_м > 8$ и $F = 2$; 2,5 или 3 значение S_1 определяют по формуле

$$S_1 = 1/(0{,}1\bar{x}^2 + 2{,}47\bar{x} - 17{,}8). \qquad (11.67)$$

Функция $S_1(x/x_м)$ описывает распределение концентрации по оси факела. Изменение концентрации в перпендикулярном к оси направлении учитывается безразмерной функцией $S_2(y/x)$, которая вычисляется по формуле

$$S_2(y/x) = \{[1 + 8{,}4u_м(y/x)^2] \cdot [1 + 28{,}2u_м^2(y/x)^4]\}^{-1}. \qquad (11.68)$$

Наконец, функция $r(u/u_м)$ учитывает отличие фактической скорости ветра от опасного значения Ее вычисляют по формулам:

$$\begin{cases} r = 0{,}67(u/u_м) + 1{,}67(u/u_м)^2 - 1{,}34(u/u_м)^3 & \text{при} \quad u/u_м \le 1; \\ r = 3(u/u_м)/[2(u/u_м)^2 - u/u_м + 2] & \text{при} \quad u/u_м > 1. \end{cases} \qquad (11.69)$$

Знание приземной концентрации вредных выбросов позволяет решить ряд задач. Если труба уже построена, то полученные соотношения дают возможность вычислить предельно допустимое количества выбрасываемой примеси (в г/м^3) в устье дымовой трубы, при котором еще не наблюдается нарушение санитарных норм,

$$c_{\max ус} = \text{ПДВ}/V_г,$$

где

$$\text{ПДВ} = \frac{[c(x, y, 0) - c_ф]H^2\sqrt{V_г \Delta T}}{AFmn},$$

а $c_ф$ — фоновая концентрация данного вредного вещества. Заметим, что вредное влияние выбросов имеет аккумулирующий характер, поэтому необходимо суммировать действие не только различных источников, но также и одного и того же источника с выбросами различных вредных компонентов.

В тех случаях, когда труба еще проектируется, минимально допустимое значение ее высоты (в м) находят по выражению

$$H = \sqrt{\frac{AQFmn}{(\text{ПДК} - c_ф)\sqrt[3]{V_г \Delta T}}}. \qquad (11.70)$$

При проектировании вновь строящихся предприятий с выбросом через N источников равной высоты, близко расположенных на площадке друг к другу, с одинаковыми скоростями выхода в атмосферу газовоздушной смеси и ее перегревания минимально допустимую высоту трубы находят по выражению

$$H = \sqrt{\frac{AQ_cmn}{\text{ПДК} - c_ф}\sqrt[3]{\frac{N}{V_c \Delta T}}}. \qquad (11.71)$$

Здесь Q_c и V_c — суммарное количество вредного вещества, выбрасываемого всеми источниками в атмосферу (г/с), и суммарный объемный выход газовоздушной смеси.

Методика Пасквилла, основанная на гауссовой модели рассеяния, рассматривает три вида точечных источников, различающихся по продолжительности действия: мгновенный, непрерывный в течение небольшого периода времени (от 20 мин до нескольких часов) и постоянно действующий. Концентрация радиоактивных веществ в струе при выбросе из мгновенного точечного источника в соответствии с этой моделью записывается в виде

$$c(x,y,z) = \frac{Q}{(2\pi)^{3/2}\sigma_x\sigma_y\sigma_z}\exp\left\{-\left[\frac{(x-u\tau)^2}{2\sigma_x^2}+\frac{y^2}{2\sigma_y^2}+\frac{z^2}{2\sigma_z^2}\right]\right\}, \qquad (11.72)$$

где σ_x, σ_y, σ_z — дисперсии распределения концентраций в направлении осей x, y, z. Эти величины являются возрастающими функциями времени, зависящими от стратификации атмосферы, и определяются на основании экспериментальных данных.

При выводе формул, описывающих диффузию примеси от источника непрерывного и конечного времени действия, Пасквиллом используется принцип суперпозиции, осуществляемый при дискретном суммировании или функциональном интегрировании результатов, полученных для мгновенного источника. Выражение для расчета концентрации при условии пренебрежения диффузией в направлении оси x по сравнению с ветровым переносом в этом направлении приобретает вид

$$c(x,y,z) = \frac{Q}{2\pi u\sigma_y\sigma_z}\exp\left[-\left(\frac{y^2}{2\sigma_y^2}+\frac{z^2}{2\sigma_z^2}\right)\right]. \qquad (11.73)$$

При этом значения $\sigma_y(x)$ и $\sigma_z(x)$ будут несколько больше, чем соответствующие значения $\sigma_y(\tau)$ и $\sigma_z(\tau)$ для мгновенного выброса вследствие изменчивости оси струи при продолжительном периоде выброса. Для источника, расположенного на некоторой высоте H, выражение для расчета концентрации на уровне земли (при $z = 0$) выглядит следующим образом:

$$c(x,y,0) = \frac{Q}{\pi\sigma_y\sigma_z u}\exp\left[-\left(\frac{y^2}{2\sigma_y^2}+\frac{H^2}{2\sigma_z^2}\right)\right]. \qquad (11.74)$$

Как уже говорилось выше, для источника, расположенного на некоторой высоте, концентрация на уровне земли вблизи источника равна нулю, затем увеличивается с удалением от трубы, достигая максимума на определенном расстоянии, зависящем от устойчивости атмосферы, и далее опять уменьшается. Максимальная приземная концентрация по методике Пасквилла определяется формулой

$$c_{\max} = \frac{2Q}{\exp(1)\pi u H^2}\left(\frac{\sigma_y}{\sigma_z}\right),$$

что с точностью до обозначений совпадает с ранее полученным соотношением, вытекающим из решения Сеттона. Однако здесь эта концентрация достигается на расстоянии, на котором $\sigma_z = H/2^{1/2}$. Для этого же расстояния определяется и величина σ_y.

Дальнейшее использование результатов, вытекающих из методики Пасквилла, практически не отличается от рассмотренного ранее. По этой причине здесь мы не будем рассматривать детали расчета предельно допустимых параметров устройств, выбрасывающих примесь в атмосферу, отсылая читателя к дополнительной литературе.

Часть 2. ГАЗООЧИСТНЫЕ АППАРАТЫ

Наличие большого числа газоочистных аппаратов, весьма отличающихся друг от друга как по конструкции, так и по принципу действия, затрудняет точную их классификацию. По способу очистки существующие пылеуловители делят на группы сухой, мокрой и электрической очистки.

Для сепарации частиц пыли из газового потока в сухих аппаратах используют принципы инерции или фильтрования. В мокрых аппаратах это достигается промывкой запыленного газа жидкостью или осаждением частиц пыли на жидкостную пленку. В электрофильтрах осаждение происходит в результате сообщения частицам пыли электрического заряда. Вредные газообразные компоненты улавливают в аппаратах сорбционного типа.

В основу классификации газоочистных аппаратов, наиболее — часто встречающихся на металлургических предприятиях, может быть положена схема, представленная на рис. 12.1.

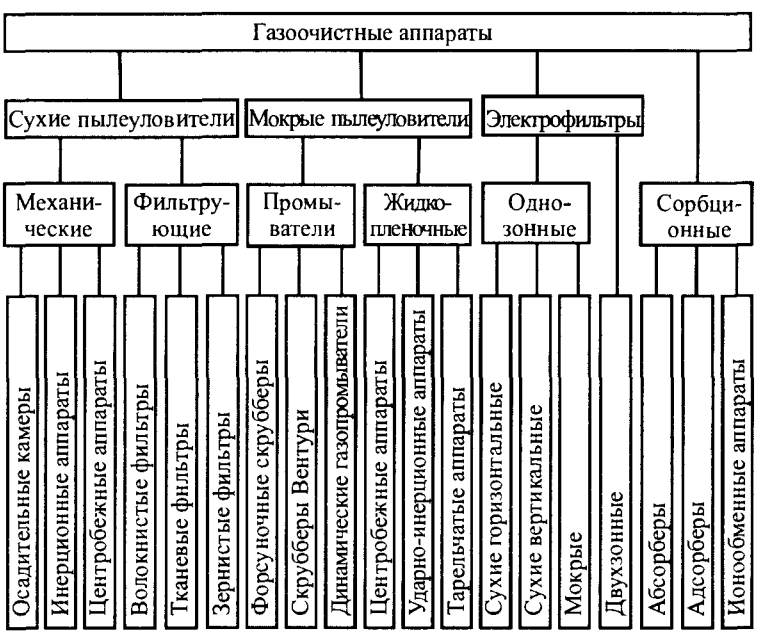


Рис. 12.1. Классификация пылеулавливающих аппаратов

Глава 12. СУХИЕ МЕХАНИЧЕСКИЕ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛИ

Работа простейших аппаратов для улавливания частиц аэрозоля основана на закономерностях оседания частиц в неподвижной среде, а также их движения в газовом потоке. При угле между направлениями движения запыленного газа и силы тяжести, равным 90°, процессы горизонтального и вертикального перемещения частиц можно рассматривать независимо друг от друга, причем на закономерности седиментации фактор движения газа не оказывает никакого влияния.

12.1. ПЫЛЕОСАДИТЕЛЬНЫЕ КАМЕРЫ

В осадительных камерах выпадение частиц пыли из газового потока происходит под действием сил гравитации. Эффективность осаждения в значительной мере определяется временем пребыва-

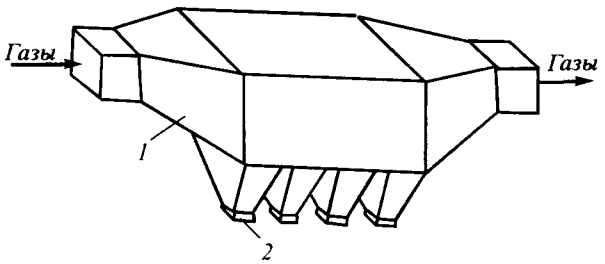


Рис. 12.2. Пылеосадительные камеры:
1 — корпус; *2* — пылеотводящие бункера

ния частиц в камере, что вызывает необходимость увеличения размеров камеры. В наиболее неблагоприятных условиях находятся частицы под потолком камеры; им для осаждения нужно пройти наибольший путь, равный высоте камеры H (рис. 12.2).

При приближенном расчете пылеосадительных камер принимают, что частицы движутся вдоль камеры со скоростью газового потока $u_г$ и одновременно опускаются со скоростью, равной средней скорости оседания частицы $V_{ср}$. Для осаждения частица должна достичь дна раньше, чем газовый поток вынесет ее из камеры, поэтому время осаждения частицы $H/V_{ср}$ не должно превышать времени ее пребывания в камере длиной L, равное $L/u_г$, т. е.

$$H/V_{ср} \le L/u_г. \tag{12.1}$$

Средняя скорость оседания частицы за время пребывания в камере (при условии справедливости закона Стокса)

$$V_{ср} = V_s \frac{1}{(L/u_г)} \int_0^{L/u_г} (1 - e^{-\tau/t_р}) d\tau = V_s \left[1 - \frac{t_р}{(L/u_г)} (1 - e^{-L/(u_г t_р)}) \right], \tag{12.2}$$

где V_s — скорость седиментации, м/с; $t_р$ — время релаксации частицы, с.

В диапазоне $0{,}1 \le \mathrm{Re} \le 300$ справедливо следующее выражение для коэффициента аэродинамического (лобового) сопротивления (с коэффициентом корреляции $R = 0{,}99993$)

$$C_D = 23{,}823/\mathrm{Re}_г + 1{,}5399. \tag{12.3}$$

Представив это выражение в виде

$$C_D = \frac{K_1}{\mathrm{Re}_г} + K_2$$

и подставив его в правую часть уравнения движения частицы, приходим к решению (см. гл. 4)

$$V_ч(\tau) = \{Q[1 - K_1 \exp(-Q\tau/t_р)] - B_1[1 + K_1 \exp(-Q\tau/t_р)]\}/\{2A[1 + K_1 \exp(-Q\tau/t_р)]\}. \tag{12.4}$$

Средняя скорость частицы за интервал времени $0 \div (L/u_г)$ в этом случае составит

$$V_{ср} = \frac{1}{2} \left\{ \ln \left| \frac{[1 - K_1 \exp(-QL/(u_г t_р))]^2}{(1 + K_1)^2 \exp(QL/(u_г t_р))} \right| - \frac{BL}{Au_г} \right\}. \tag{12.5}$$

Здесь

$$A = 0{,}06417\rho_г d_ч d_r / \mu_г; \quad B_1 = 0{,}9926 t_р; \quad C = t_р g(1 - \rho_г / \rho_ч);$$
$$Q = (B_1^2 + 4AC)^{1/2}; \quad K = (Q - 2AV_0 - B_1)/(2AV_0 + B_1 + Q),$$

V_0 — скорость частицы при $Re_г = 0{,}1$ в случае выполнения закона Стокса.

Выражая скорость газа через его расход $V_г$, деленный на площадь поперечного сечения камеры BH, получим $H/V_{ср} \le LBH/V_г$, откуда следует, что

$$V_г \le LBV_{ср}. \tag{12.6}$$

Из формулы (12.6) находят предельное количество газа, которое можно пропустить через камеру при условиях осаждения частиц диаметром d (с заданным временем релаксации частиц $t_р$).

Решая обратную задачу, можно найти диаметр частиц d, которые будут осаждаться при расходе газа $V_г$. Для этого при заданных геометрических параметрах камеры L и B определяют $V_{ср}$, а затем из выражений (12.2) или (12.5) — время релаксации частицы $t_р$. При этом

$$d \ge 3\sqrt{\frac{2\mu_г t_р}{\rho_г C_К}}. \tag{12.7}$$

В табл. 12.1 приведены значения времени релаксации частицы для случая справедливости закона Стокса ($Re \le 1$).

Фракционная эффективность пылеосадительных камер определяется выражением

$$\eta = \frac{V_{ср} LB}{V_г} = \frac{V_{ср} L}{u_г H}. \tag{12.8}$$

Формулы (12.6) и (12.8) показывают, что решающую роль при осаждении играет площадь дна камеры, увеличение которой существенно улучшает условия осаждения. Уменьшение высоты камеры без увеличения площади дна ее ничего не дает, так как одновременно уменьшается площадь попе-

Таблица 12.1

Время релаксации частицы в пылевой камере при $Re_г \le 1$

$\frac{L}{u_г}$, с	H, м								
	0,25	0,40	0,55	0,70	0,85	1,00	1,15	1,30	1,45
0,5	0,057604	0,102337	0,166736	0,262956	0,411346	0,774495	2,554124	—	—
1,5	0,017186	0,027694	0,038358	0,049183	0,060178	0,071352	0,082712	0,094270	0,106034
2,5	0,010236	0,016418	0,022631	0,028876	0,035153	0,041462	0,047805	0,054181	0,060592
3,5	0,007300	0,011689	0,016093	0,020508	0,024934	0,029371	0,033820	0,038281	0,042753
4,5	0,005670	0,009079	0,012494	0,015913	0,019338	0,022768	0,026203	0,029644	0,033090
5,5	0,004637	0,007424	0,010213	0,013005	0,015799	0,018597	0,021397	0,024201	0,027007
6,5	0,003923	0,006279	0,008637	0,010996	0,013358	0,015721	0,018085	0,020452	0,022820
7,5	0,003399	0,005441	0,007483	0,009526	0,011571	0,013616	0,015663	0,017711	0,019760
8,5	0,002999	0,004780	0,006601	0,008403	0,010206	0,012010	0,013814	0,015619	0,017425
9,5	0,002683	0,004294	0,005905	0,007517	0,009129	0,010742	0,012356	0,013970	0,015584
10,5	0,002478	0,003885	0,005342	0,006800	0,008259	0,009717	0,011176	0,012636	0,014096

речного сечения камеры, а следовательно, растет скорость газа и сокращается время пребывания частицы в камере. Следует также иметь в виду, что в формуле (12.8) не учитываются такие факторы как нешарообразность частиц пыли и их концентрация в газовом потоке, и при расчете по ней могут быть получены заниженные результаты.

При проектировании осадительных камер следует учитывать возможность вторичного уноса. Необходимо, чтобы скорость газового потока была не выше 3 м/с, хотя для некоторых пылей, например сажи, и эта величина скорости высока. Ниже приведены [107] некоторые рекомендации по выбору максимально допустимой скорости газов в осадительных камерах:

Вид пыли	Плотность частиц, кг/м^3	Среднемедианный размер частиц, мкм	Максимально допустимая скорость газов, м/с
Алюминиевая стружка	2720	335	4,30
Асбест	2200	261	5,00
Неметаллическая пыль из плавильных печей	3020	117	5,60
Оксид свинца	8260	14,7	7,60
Известняк	2760	71	6,40
Крахмал	1270	64	1,75
Стальная дробь	6850	96	4,70
Деревянная стружка	1180	1370	4,00
Деревянные опилки	—	1400	6,60

На рис. 12.3 показана распространенная в промышленности конструкция пылеосадительной камеры. Небольшая высота между полками, образующими каждую секцию, через которые проходит запыленный газовый поток, обусловливает эффективное пылеулавливание. В этом случае частице для осаждения необходимо пройти путь, равный H/n (где n — число секций в камере). Фракционная эффективность подобной камеры составляет hn/H. Откуда

$$\eta = \frac{nv_{ср}LB}{V_г}. \qquad (12.9)$$

Недостаток камеры, показанной на рис. 12.3 заключается в трудности очистки ее от осевшей пыли (иногда для этой цели применяется вода, распыляемая форсунками).

Осадительные камеры используются и для осаждения пыли из вертикальных газовых потоков. В этом случае осаждаются частицы, скорость осаждения которых выше скорости газового потока. Не-

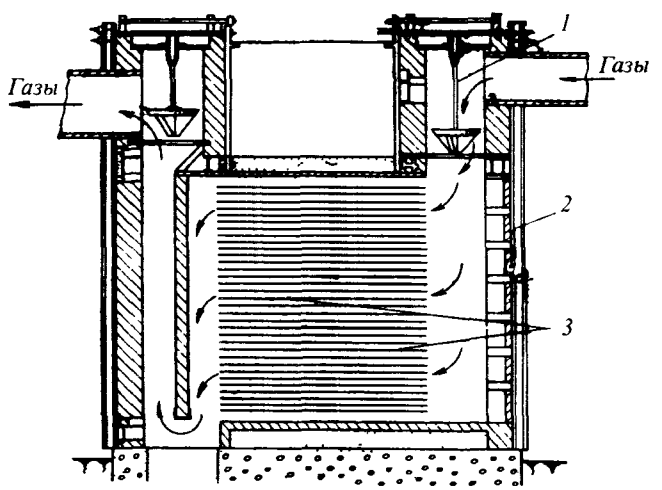


Рис. 12.3. Многосекционная пылеосадительная камера:
1 — колокольный затвор; *2* — люк для удаления пыли; *3* — полки

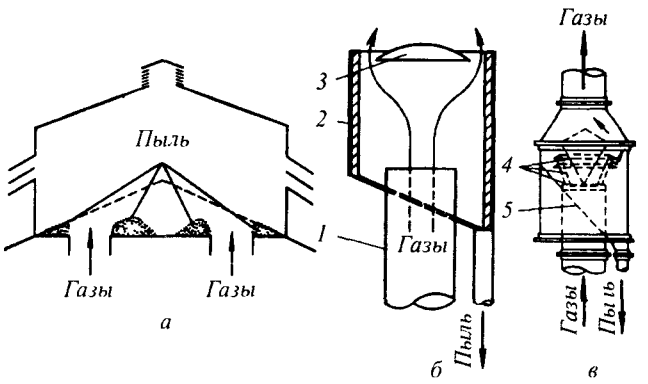


Рис. 12.4. Вертикальные пылеосадительные камеры: *а* — без отвода пыли; *б* и *в* — с отводом пыли: *1* — газоход; *2* — отражательный диск; *3* — огнеупорное покрытие; *4* — отражательные конусы; *5* — наклонная плита

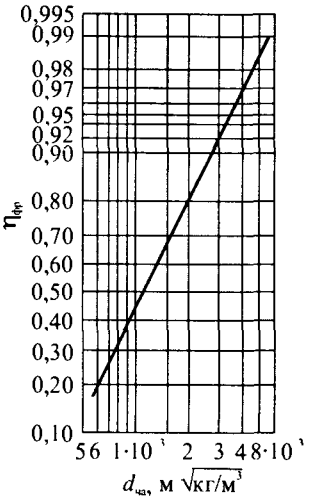


Рис. 12.5. Зависимость коэффициента фракционной эффективности от аэродинамического диаметра частиц

которые из устройств для осаждения пыли из восходящего вертикального потока показаны на рис. 12.4. Устройство на рис. 12.4, *а* позволяет направить часть пыли обратно в вагранку, а уборка осевшей пыли осуществляется периодически во время остановок вагранки. В осадительных камерах, показанных на рис. 12.4, *б* и *в* пыль отводится непрерывно. Диаметр осадительной камеры, показанной на рис. 12.4, *б* обычно в 2,5 раза больше диаметра дымовой трубы, и соответственно скорости газов в камере в 6,25 раз меньше, чем в трубе. Такое соотношение размеров трубы и осадительного устройства позволяет при скорости газов в дымовой трубе 1,5–2,0 м/с осаждать частицы размером 200–400 мкм. На рис. 12.5 приведены коэффициенты фракционной эффективности для осадительного устройства, показанного на рис. 12.4, *в*.

Основные достоинства осадительных камер заключаются в простоте конструкции, низкой стоимости, в небольших расходах энергии и в возможности улавливания абразивной пыли. Кроме того, работа камер не подвержена влиянию температуры и обеспечивает улавливание пыли в сухом виде. Однако, для достижения высокой эффективности при улавливании относительно мелкой пыли, необходимы очень громоздкие камеры.

В осадительных камерах достаточно эффективно улавливаются частицы пыли размером 30–50 мкм. Эффективность же улавливания частиц высокодисперсной пыли размером менее 5 мкм даже в камерах больших размеров близка к нулю. Эффективность гравитационного осаждения частиц малого размера в пылеосадительных камерах существенно снижает турбулентность газового потока.

При проектировании осадительных камер необходимо обращать внимание на равномерное распределение газового потока по сечению камеры. Для этой цели устанавливаются диффузоры или газораспределительные решетки.

В настоящее время пылеосадительные камеры применяются только в качестве аппаратов предварительной очистки, особенно при высокой начальной концентрации пыли.

Процессы осаждения, происходящие в пылевых камерах, наблюдаются и в горизонтальных газоходах. Однако в этих условиях осаждение пыли в большинстве случаев нежелательно, поэтому скорости в газоходах принимают значительно более высокими (18–20 м/с), чтобы обеспечивались турбулентный режим движения и унос даже крупных частиц, а также экономия металла при изготовлении газоходов.

12.2. ИНЕРЦИОННЫЕ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛИ

Работа инерционных пылеуловителей основана на том, что при движении аэрозолей в газовом потоке изменение направления потока приводит к увеличению сил, ускоряющих движения частиц и вызывающих их отклонение от линий тока газа.

Ввод запыленного потока в пылеуловитель осуществляется по каналу тока или иного поперечного сечения, поэтому можно считать, что во входном сечении скорости газа и частиц одинаковы ($V_ч = V_г$). При изменении направления движения газового потока это равенство первоначально сохраняется, но теперь уже скорость движения частицы приобретает другое физическое содержание. В самом деле, для начального участка криволинейного движения газа всегда можно локально ввести полярную систему координат (рис. 12.6). В этом случае скорость газа становится тангенциальной скоростью, подчиняющейся соотношению $U_{гт} = WR$, где R — локальный радиус кривизны линии тока, а W — локальное значение угловой скорости. Таким же будет и значение тангенциальной составляющей скорости частицы.

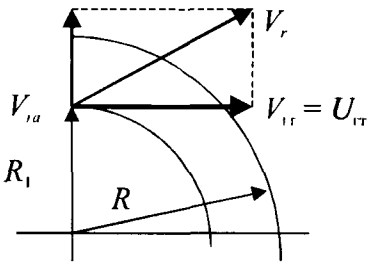


Рис. 12.6. Движение частиц пыли в криволинейном потоке газа

$$V_{чт} = Wh$$

Если частица движется по дуге окружности радиусом R с угловой скоростью W, то ее радиальное ускорение, возникающее под действием центробежной силы, составляет

$$a_R = W^2 R. \qquad (12.10)$$

Тогда при условии справедливости закона Стокса для небольшого участка траектории частицы можно записать следующее уравнение движения

$$m_ч a_R - 3\pi\mu_г dVra / C_К = m_ч \frac{dV_{чR}}{d\tau}$$

или

$$t_р \frac{dV_{чR}}{d\tau} + V_{чR} = t_р W^2 R. \qquad (12.11)$$

(Здесь учтено, что линия тока "непроницаема" для газа, т.е. в любой ее точке радиальный компонент скорости газа отсутствует.)

Интегрируя (12.11) при начальном условии $V_{чR}(0) = 0$ и пренебрегая на данном этапе изменением локального радиуса кривизны R вследствие его малости, получаем

$$V_{чR}(\tau) = \frac{dR(\tau)}{d\tau} = t_р W^2 R(1 - e^{-\tau/t_р}). \qquad (12.12)$$

Интегрируя повторно (12.12) по R от R_1 до R, а по r — от 0 до r, находим

$$\ln\frac{R}{R_1} = t_р W^2 [\tau + t_р(1 - e^{-\tau/t_р})]. \qquad (12.13)$$

Выражение (12.13) справедливо для очень малых промежутков времени (локально); при этом $\Delta R = R - R_1$ — также малая величина. Поэтому в первом приближении можно записать

$$\Delta R = R - R_1 = t_p W^2 \tau$$

и

$$\tau = \frac{\Delta R}{t_p W^2} = \frac{18\mu_г R^2 (R - R_1)}{u_г^2 \rho_г d^2}. \qquad (12.14)$$

Из уравнения (12.14) можно определить, какое время τ нужно для перехода частицы размером d с радиуса R_1 на радиус R или какое расстояние в радиальном направлении $R - R_1$ пройдет частица за время τ.

Полученное выражение показывает, что сепарация улучшается с увеличением скорости газа $u_г$, размера частицы d и ее плотности $\rho_г$ и ухудшается с увеличением радиуса R и вязкости газа $\mu_г$.

На принципе резкого изменения направления газового потока работает целый ряд пылеуловителей, некоторые из которых показаны на рис. 12.7.

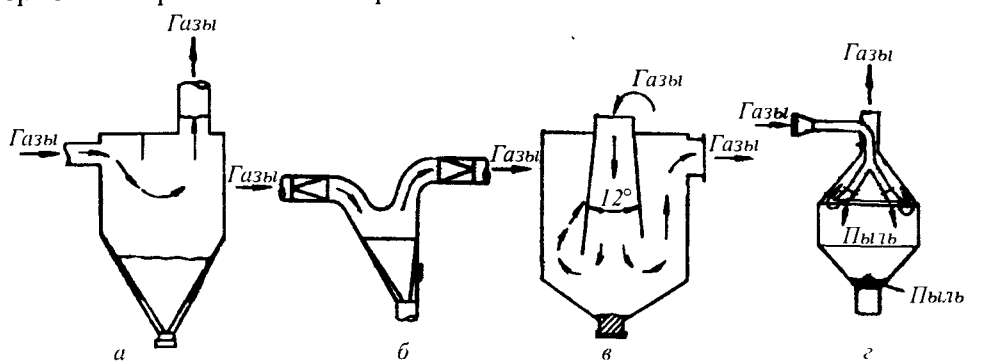


Рис. 12.7. Инерционные пылеуловители:
а — камера с перегородкой; *б* — камера с плавным поворотом газового потока; *в* — камера с расширяющимся конусом; *г* — камера с заглубленным бункером

Камера с перегородкой (рис. 12.7, *а*) по эффективности не на много отличается от обычной осадительной горизонтальной камеры, но имеет более высокое гидравлическое сопротивление. Плавный поворот в камере, показанной на рис. 12.7, *б*, позволяет снизить гидравлическое сопротивление.

На рис. 12.7, *в* показан осадитель, в котором запыленный газовый поток направляется сначала вниз по расширяющемуся конусу, а затем поворачивает на 180° и выводится сверху. В результате этого частицы пыли подвергаются дополнительному усилию, направляющему их в сторону бункера камеры. Это усилие обеспечивает дополнительное ускорение порядка $g/3$. Расширяющийся конус позволяет постепенно снизить скорость газового потока и препятствует вторичному уносу частиц.

В подобных пылеуловителях, устанавливаемых непосредственно за доменными печами, скорость газов в свободном сечении камеры составляет примерно 1,0 м/с, а во входной цилиндрической трубе — около 10 м/с [7, с. 170]. При этом частицы пыли крупнее 25–30 мкм улавливаются на 65–85 %. Гидравлическое сопротивление подобного пылеуловителя с диаметром камеры 10 м и приблизительно такой же высотой цилиндрической части составляет от 150 до 390 Па.

Эффективность пылеуловителя с заглубленным бункером, показанного на рис. 12.7, *г*, в зависимости от скорости газов на входе приведена [108, с. 207] ниже:

Пыль	Скорость газов на входе, м/с	Концентрация пыли, г/м³	Эффективность, %
Распыливаемый уголь	7,3	34,9	74,3
(содержание частиц размером	9,9	91,0	63,0
менее 60 мкм — 75,24 %)	12,2	23,4	47,0

Зола	5,3	19,8	79,7
(содержание частиц размером	8,6	21,1	70,51
менее 60 мкм — 60,6 %)	13,5	10,3	55,5

Решающее влияние на вторичный унос частиц пыли из подобного пылеуловителя оказывает глубина цилиндрической части камеры, где гасится турбулентный поток газа. Наличие же вторичного уноса подтверждается снижением эффективности с ростом скорости газов (см. приведенные выше данные).

Принцип внезапного изменения направления газового потока при столкновении с решеткой, состоящей из наклонных пластин, использован в пылеуловителе жалюзийного типа, приведенном на рис. 12.8. Этот аппарат широко применяется для предварительной очистки газов перед циклонами или рукавными фильтрами [109]. В нем около 90 % газов частично очищается от пыли при прохождении через жалюзи, а остальной газовый поток с уловленной пылью отводится на очистку в циклон.

При повышении скорости подачи газов к пластинам решетки степень улавливания пыли в жалюзийном пылеуловителе вначале быстро растет, а начиная со скорости около 10 м/с этот рост замедляется. Обычно скорость газов в жалюзийном пылеуловителе составляет 12–15 м/с.

На степень очистки влияет скорость движения газов, отсасываемых в циклон. Для того, чтобы в циклон было отведено возможно больше пыли, эта скорость должна быть не меньше скорости газов при подходе к решетке. Гидравлическое сопротивление решетки составляет 100–500 Па. Обычно жалюзийные пылеуловители применяют для улавливания частиц пыли крупнее 20 мкм. Недостатками жалюзийного пылеуловителя являются: износ пластин решетки при высокой концентрации особенно крупной пыли и возможность образования отложений при охлаждении газов до точки росы.

Другая схема жалюзийного пылеуловителя показана на рис. 12.9. С помощью жалюзийной решетки (рис. 12.9, *а*), установленной в газоходе и состоящей из ряда наклонных пластин, поток газа можно разделить на две части. Большая часть газа (~95 %) огибает пластины и, частично освобождаясь при этом от пыли, продолжает двигаться дальше в прежнем направлении. Меньшая часть газа (~5 %), обогащенная пылью, отводится для очистки в циклон, после чего присоединяется к основному потоку газа. Движение газа через циклон осуществляется главным образом за счет перепада давления на жалюзийной решетке.

В основе работы жалюзийного пылеуловителя лежит инерционно-отражательный принцип. С одной стороны, частицы пыли выпадают из потока газа под действием сил инерции при крутом по-

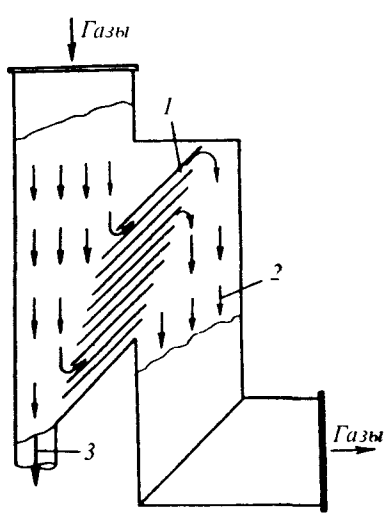


Рис. 12.8. Жалюзийный пылеуловитель с частичным отводом запыленного газового потока:
1 — жалюзийная решетка; *2* — очищенные газы (около 90 об. %); *3* — запыленные газы (около 10 об. %).

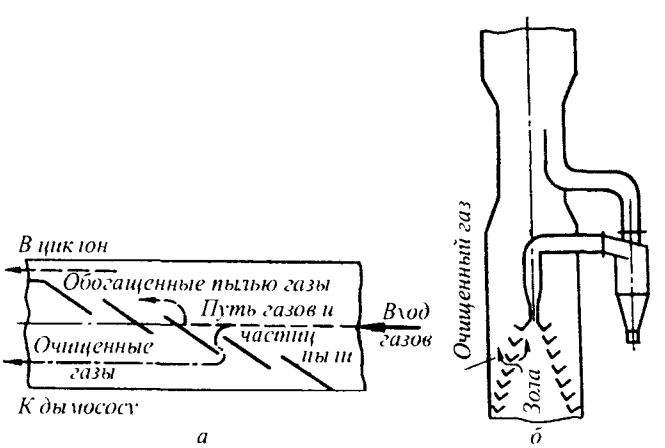


Рис. 12.9. Жалюзийный пылеуловитель ВТИ:
а — принцип действия; *б* — схема аппарата

вороте его в жалюзийной решетке, а с другой — отражаются при непосредственном ударе о пластину. В обоих случаях частицы попадают в меньшую часть потока, обогащая ее пылью.

Общая эффективность очистки газа в жалюзийном пылеуловителе $\eta_{общ}$ определяется как произведение степени очистки в решетке $\eta_р$ и циклоне $\eta_ц$: $\eta_{общ} = \eta_р \eta_ц$.

Оптимальная скорость подхода газа к решетке лежит в пределах 12–20 м/с в зависимости от конструкции решетки, т.е. примерно равна скорости газа в газоходах.

Оптимальная скорость отсоса газа в циклон примерно на 25 % выше скорости подхода газа к решетке.

Из промышленных жалюзийных пылеуловителей наиболее известен пылеуловитель системы ВТИ (рис. 12.9, *б*), в котором решетка выполнена из стали углового профиля обычно 40×40 мм. Пылеуловитель ВТИ прост в изготовлении, затраты металла минимальны, места для установки почти не требуется, так как его размещают непосредственно в газоходе. Однако он может эффективно улавливать только крупную пыль (размером более 30–40 мкм), поэтому общая эффективность его невысока. Основное назначение этого аппарата — предохранить от износа дымососы паровых котлов, перекачивающие газ, засоренный золой (в основном крупных фракций).

Если запыленный газовый поток сталкивается с каким-либо телом, поток обтекает его, а частицы пыли, обладающие большей инерцией, ударяются о поверхность этого препятствия и могут осесть на ней.

Этот принцип использован в аппарате, показанном на рис. 12.10. В нем установлено несколько рядов стержней, имеющих форму полумесяца. Вогнутые поверхности стержней направлены навстречу газовому потоку. Осевшая на стержнях пыль смывается водой. Эффективность очистки газов в подобном пылеуловителе может быть оценена по формуле [110, с. 5–132]

$$\eta = 1 - \exp\left[-\frac{s_c}{V_г} v_{чр}\right], \tag{12.15}$$

где s_c — полная поверхность стержней, перпендикулярная газовому потоку, м^2; $v_{чр}$ — радиальная скорость частиц пыли, м/с.

Величина $v_{чр}$ определяется из выражения

$$v_{чр} = \frac{d_ч^2 \rho_ч v_г^2}{18 \mu_г r_c} = \mathrm{Stk} v_г, \tag{12.16}$$

где r_c — радиус кривизны коллекторов, м.

Подставляя уравнение (12.16) в (12.15) получим:

$$\eta = 1 - \exp[-(s_c / s_{апп})\mathrm{Stk}]$$

где $s_{апп}$ — площадь поперечного сечения устройства, м^2.

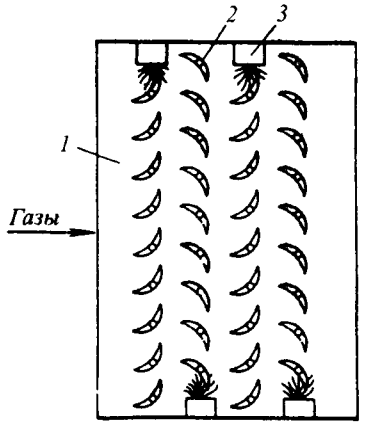


Рис. 12.10. Инерционный пылеуловитель с отражательными стержнями:
1 — корпус; *2* — стержни; *3* — устройство для подвода орошения

12.3. ЦИКЛОНЫ [107, 111, 112, 113]

Циклонные аппараты благодаря дешевизне, простоте устройства и обслуживания, сравнительно небольшому сопротивлению и высокой производительности, являются наиболее распространенным типом сухого механического пылеуловителя.

Циклонные пылеуловители имеют следующие преимущества:

1) отсутствие движущихся частей в аппарате;

2) надежное функционирование при температурах газов вплоть до 500 °С без каких-либо конструктивных изменений (если предусматривается применение более высоких температур, то аппараты можно изготовлять из специальных материалов);

3) возможность улавливания абразивных материалов при защите внутренних поверхностей циклонов специальными покрытиями;

4) пыль улавливается в сухом виде;

5) гидравлическое сопротивление аппаратов почти постоянно;

6) аппараты успешно работают при высоких давлениях газов;

7) пылеуловители весьма просты в изготовлении;

8) рост запыленности газов не приводит к снижению фракционной эффективности очистки.

Правильно спроектированные циклоны могут эксплуатироваться надежно в течение многих лет.

Вместе с тем необходимо иметь в виду, что гидравлическое сопротивление высокоэффективных циклонов достигает 1250–1500 Па и частицы размером менее 5÷15 мкм улавливаются циклонами плохо.

Теоретические основы работы циклонов рассмотрены в части I настоящего издания (см. гл. 5). Там же выполнен анализ современных методов расчета подобных аппаратов газоочистки. Поэтому здесь мы вкратце напомним принцип работы циклона и основное внимание уделим описанию типов циклонов и сопутствующим вопросам.

Выделение частиц пыли из газового потока происходит за счет центробежных сил, возникающих при вращении запыленного потока в циклоне и при изменении направления потока при выходе в выхлопную трубу. Вращение потоку сообщается путем ввода его в аппарат с большой скоростью либо через улиточный вход, либо по касательной к стенке корпуса или с помощью закручивающего устройства. Корпус бывает либо цилиндрическим с конической нижней частью, либо коническим полностью. Пыль, выделяемая при вращении потока на стенки корпуса, далее выводится в бункер через пылевыпускное отверстие в суженном конце конической части, а очищенный газ выходит вверх через выхлопную трубу, концентрически установленную в корпусе. Схема широко распространенного циклона конструкции НИИОгаза приведена на рис. 12.11.

В зависимости от объема очищаемого газа циклоны устанавливают либо по одному (одиночные циклоны), либо объединяют в группы по 2, 4, 6, 8 (реже по 14) элементов (групповые циклоны).

Особый вид циклонов — батарейные, представляющие собой набор смонтированных в общем корпусе циклонных

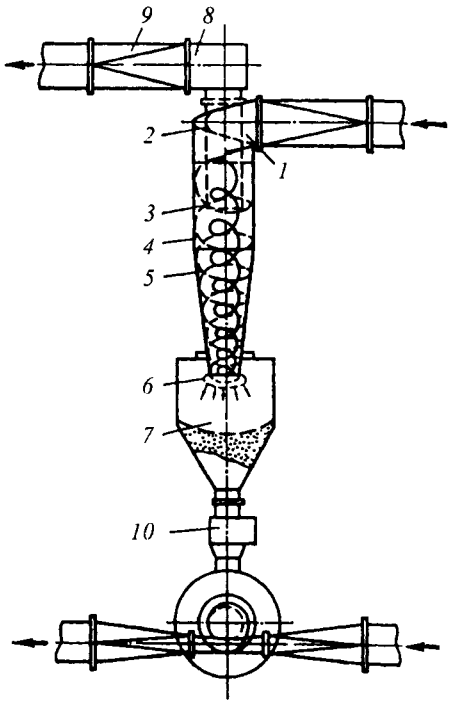


Рис. 12.11. Циклон НИИОгаза (общий вид и схема движения газа): *1* — входной патрубок; *2* — винтообразная крышка; *3* — выхлопная труба; *4* — корпус (цилиндрическая часть циклона); *5* — корпус (коническая часть циклона); *6* — пылевыпускное отверстие; *7* — бункер; *8* — улитка для вывода газа; *9* — газоход очищенных газов; *10* — пылевой затвор

элементов небольшого диаметра (примерно до 250 мм) при этом в корпусе размещается общий для всех элементов распределительный коллектор запыленного газа, а также и общий собирающий коллектор очищенного газа.

Одиночные и групповые циклоны изготовляют с "левым" и "правым" вращением газового потока, причем "правым" считается вращение потока в циклоне по часовой стрелке (если смотреть со стороны выхлопной трубы), а "левым" — вращение против часовой стрелки. Направление вращения выбирают исходя из компоновочных соображений.

Эффективность очистки в циклоне определяется крупностью улавливаемых частиц, т. е. дисперсным составом пыли, и их плотностью, а также вязкостью очищаемого газа; кроме того, она зависит от диаметра циклона и скорости газа в нем.

Эффективность циклонов резко снижается при наличии подсосов, в частности, через бункер.

Движение газов в циклоне носит весьма сложный характер и, несмотря на большое число теоретических работ, изучено еще недостаточно.

Удаление пыли из газов в циклоне протекает в две стадии. На первой стадии частицы переносятся в зону осаждения. Этот процесс осуществляется за счет центробежной силы. Вторая стадия — отделение частиц — начинается, когда концентрация частиц в газовом потоке превышает предельную нагрузку, т.е. то количество пыли, которое в состоянии переносить газовый поток в данных условиях с учетом пристенного эффекта.

Принципиально циклон работает по следующей схеме (рис. 12.11). Газы, направляющиеся в аппарат, поступают в цилиндрическую часть циклона и совершают движение по спирали с возрастающей скоростью от периферии к центру, спускаются по наружной спирали, затем поднимаются по внутренней спирали и выходят через выхлопную трубу. Обычно в циклонах центробежное ускорение в несколько сот, а то и в тысячу раз больше ускорения силы тяжести. Поэтому даже весьма маленькие частицы пыли не в состоянии следовать за линиями тока газов и под влиянием центробежной силы выносятся из кривой движения газов по направлению к стенке.

В цилиндрической камере циклона статическое давление, как и в каждом искривленном течении, сильно падает в направлении от периферии к центру. В основном потоке направленные во внутреннюю сторону сжимающие усилия приходят в равновесное состояние с центробежными силами газов. Более медленно текущий у стенки циклона пограничный слой соответственно испытывает меньшие центробежные силы.

Однако у конической стенки циклона и у его крышки начинает уже сказываться перепад давления, сжимающее поток усилие становится значительно больше центробежной силы, и поток в виде сильного вторичного вихря направляется внутрь, захватывая с собой много частиц пыли. Но так как затем поток еще несколько раз по пути вниз обернется вокруг выхлопной трубы, частицы могут быть вновь отброшены к стенке аппарата.

Вторичный поток, искривленный вдоль конической стенки, захватывает отброшенную к стенке пыль и направляет ее вниз к пылеосадительной камере (бункеру). Без этого потока отдельные частицы, находящиеся у стенки, не смогли бы попасть вниз, поскольку направленная вверх составляющая центробежной силы является большей по сравнению с силой тяжести. О большом влиянии вторичного потока свидетельствует тот факт, что пыль выносится из лежащих и даже из перевернутых циклонов,

В пылеосадительной камере вследствие сужения в месте соединения газовый поток циркулирует слабее, чем в цилиндрической камере. Однако и в этом случае на оси вихрь имеет пониженное давление. Часть вторичного потока цилиндрической камеры в пылеосадительной камере перемещается вниз и вновь возвращается в ядро вихря. Благодаря этому уже отсепарированная пыль может быть вновь захвачена и вынесена в район оси вихря.

Отметим, что поскольку решающим фактором, обусловливающим движение пыли, являются аэродинамические силы, а не силы тяжести, циклоны можно располагать наклонно и даже горизонтально.

12.3.1. ТИПЫ ЦИКЛОНОВ И ОСНОВНЫЕ ПРАВИЛА ИХ ЭКСПЛУАТАЦИИ

Наибольшее распространение в России получили цилиндрические циклоны конструкции НИИОгаза, показанные на рис. 12.12, *а*. Отличительной их особенностью являются наклонный входной патрубок, сравнительно короткие цилиндрическая часть и выхлопная труба, а также малый угол раскрытия конической части. Наклон входного патрубка и винтообразная верхняя крышка способствуют направлению вращающегося газового потока вниз, что снижает гидравлическое сопротивление циклона. На выхлопной трубе циклона иногда устанавливают улитку, раскручивающую вращающийся газовый поток.

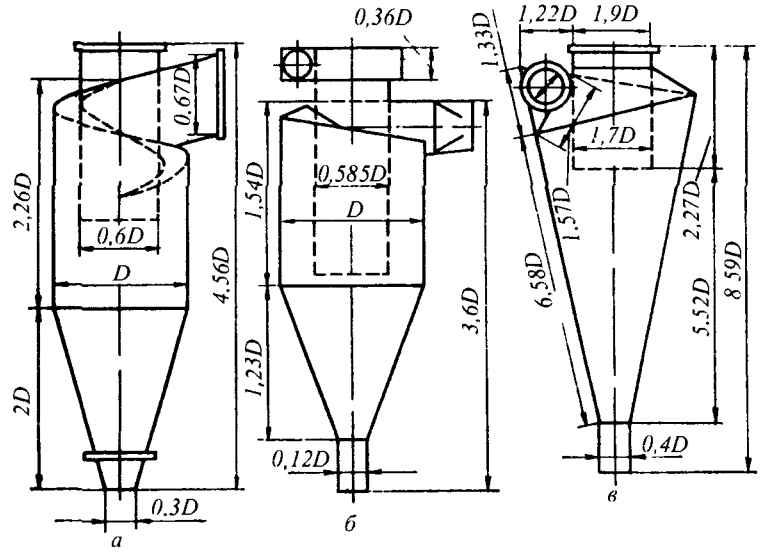


Рис. 12.12. Основные типа циклонов:
а — конструкции НИИОгаза; *б* — конструкции ЛИОТ; *в* — конструкции СИОТ

Под циклоном устанавливают бункер для сбора уловленной пыли. В конической части циклона ни в коем случае не должна скапливаться пыль во избежание взмучивания и вторичного уноса ее в выхлопную трубу.

Существуют три типа цилиндрических циклонов конструкции НИИОгаза основной серии ЦН, различающиеся между собой углом наклона входного патрубка к горизонту:

а) ЦН-15 с углом наклона 15°, нормальный и укороченный (ЦН-15у);

б) ЦН-11 с углом наклона 11°, с повышенной эффективностью при большем гидравлическом сопротивлении;

в) ЦН-24 с углом наклона 24°, с повышенной пропускной способностью при меньшей эффективности и сниженном гидравлическом сопротивлении.

Наибольшее распространение получили циклоны типа ЦН-15, которые обеспечивают достаточно высокую эффективность при умеренном гидравлическом сопротивлении. Однако Госстрой в унифицированный ряд пылеулавливающего оборудования включил циклон ЦН-11 как наиболее эффективный и удобный для компоновки в группы.

Все циклоны конструкции НИИОгаза нормализованы. Любой из размеров каждого типа может быть выражен в долях от диаметра циклона *D*. Согласно ГОСТ 9617–67 для циклонов приняты следующие величины диаметров, мм: 200; 300; 400; 500; 600; 700; 800; 900; 1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2000; 2400; 3000. Вследствие снижения эффективности с увеличением размеров применять циклоны типа ЦН диаметром более 1000 мм не рекомендуется. В этом случае устанавливают группу циклонов, работающих параллельно. Применяют двухрядную и круговую компоновку (рис. 12.13).

Основное требование, предъявляемое к компоновке циклонов в группу, заключается в необходимости одинаковых аэродинамических условий работы каждого циклона. При несоблюдении этого

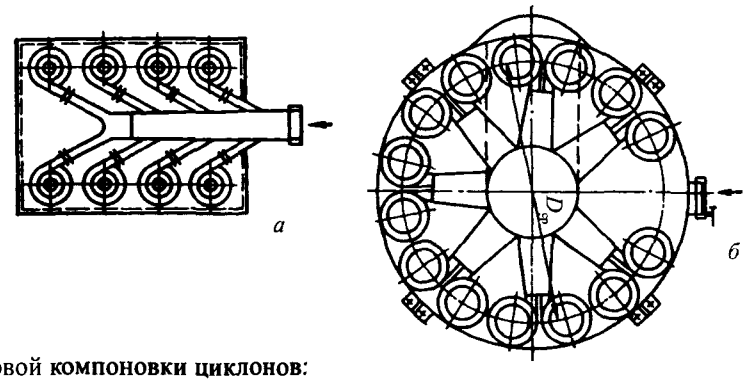


Рис. 12.13. Схема групповой компоновки циклонов:
а — двухрядной; *б* — круговой

условия через одни циклоны проходит больше газа, через другие меньше, и нормальная работа группы нарушается вследствие перетоков газа через общий бункер.

12.3.2. ЦИКЛОНЫ ТИПА ЦН-15

Могут быть одиночные (диаметром от 300 до 1400 мм) или групповые — от 2 до 8 штук (диаметром от 300 до 1000 мм). Групповые изготовляют с "левым" и "правым" вращением газового потока в корпусе аппарата, одиночные — только с "правым" вращением. Групповые циклоны изготовляют с камерой очищенного газа в виде "улитки" или в виде сборника, а одиночные — только с "улиткой". Бункеры для групповых циклонов могут быть цилиндрической или пирамидальной формы, для одиночных циклонов — только цилиндрической. Уровень пыли в бункерах должен быть не ниже плоскости, отстоящей от крышки бункера на 0,5 диаметра циклона.

Технические характеристики циклонов типа ЦН-15 — см. табл. 12.2.

Условные обозначения одиночных и групповых циклонов ЦН-15: ЦН — циклон НИИОгаза; 15 — угол наклона входного патрубка к горизонтальной оси, град; П, Л — направление вращения газа в "улитке" (правое, левое); число после тире — внутренний диаметр цилиндрической части циклона, мм; цифра после знака умножения — число циклонов в группе; У — с камерой очищенного газа в виде "улитки"; С — с камерой очищенного газа в виде сборника; П — пирамидальная форма бункера.

Пример: ЦН-15П-600П — циклон НИИОгаза с углом наклона входного патрубка к горизонтальной оси 15°, правым направлением вращения газа в "улитке", внутренним диаметром цилиндрической части 600 мм, с пирамидальным бункером.

Циклоны ЦН-15 изготовляют в соответствии с ОСТ 26-14-1385–76 и ОСТ 26-14-1268–75. Материал для изготовления циклонов — углеродистая сталь для температур окружающей среды до 40 °С и низколегированные стали для температур ниже –40 °С.

Техническая характеристика циклонов типа ЦН-15

Допускаемая запыленность газа, г/м^3:	
для слабослипающихся пылей	≤1000
» среднеслипающихся »	250
Температура очищаемого газа, °С	<400
Максимальное давление (разрежение), Па	5000
Коэффициент гидравлического сопротивления:	
для одиночных циклонов	147
» групповых » с улиткой	175
» » » со сборником	182

Размеры циклонов типа ЦН-15 приведены в [114]. Конструктивная схема циклонов ЦН — на рис. 12.14.

Таблица 12.2

Техническая характеристика типоразмерного ряда одиночных и групповых циклонов типа ЦН-15 с пирамидальным бункером и камерой очищенного газа в виде "Улитки"

Типоразмер циклона	Площадь сечения цилиндрической части корпуса (группы корпусов), $м^2$	Производительность, * $м^3/ч$, при $v_ц$, м/с		Рабочий объем бункера, $м^3$	Масса, кг
		2,5	3,5		
ЦН-15-300П	0,07	612	864	0,17	208
ЦН-15-400П	0,125	1123	1573	0,146	275
ЦН-15-500П	0,196	1764	2470	0,205	385
ЦН-15-600П	0,282	2538	3553	0,327	520
ЦН-15-700П	0,384	3450	4838	0,465	660
ЦН-15-800П	0,502	4518	6325	0,56	825
ЦН-15-900П	0,635	5713	8000	0,64	1010
ЦН-15-1000П	0,785	7063	9889	0,72	1195
ЦН-15-1200П	1,13	10152	14220	1,07	1630
ЦН-15-1400П	1,538	13842	19378	1,42	2180
ЦН-15-300 ×2УП	0,14	1224	1728	0,2	277
ЦН-15-400×2УП	0,25	2246	3146	0,31	456
ЦН-15-500 ×2УП	0,392	3528	4940	0,5	680
ЦН-15-600×2УП	0,564	5076	7106	0,595	890
ЦН-15-700×2УП	0,768	6900	9676	0,825	1140
ЦН-15-800×2УП	1,004	9036	12650	1,15	1475
ЦН-15-900×2УП	1,27	11426	15998	1,45	1830
ЦН-15-400×4УП	0,5	4492	6992	0,54	850
ЦН-15-500×4УП	0,784	7056	9880	0,77	1225
ЦН-15-600×4УП	1,128	10152	14212	1,11	1700
ЦН-15-700×4УП	1,536	13800	19352	1,5	2210
ЦН-15-800×4УП	2,008	18072	25300	2,27	2870
ЦН-15-900×4УП	2,54	22852	31996	2,28	3610
ЦН-15-500×6УП	1,176	10584	14820	1,3	1960
ЦН-15-600×6УП	1,692	15228	21318	2	2720
ЦН-15-700×6УП	2,304	20700	29028	2,67	3550
ЦН-15-800×6УП	3,012	27108	37950	3,82	4640
ЦН-15-900×6УП	3,81	3478	47994	5,55	5810
ЦН-15-500×8УП	1,568	14112	19760	2,33	2720

* $v_ц$ = 3,5 м/с — оптимальная; $v_ц$ — 2,5 м/с принимают в случае работы циклона на абразивной пыли.

Циклоны ЦН-15, а также ЦН-15У, ЦН-11 и ЦН-24 могут быть изготовлены на месте установки при условии соблюдения требований к изготовлению сварных стальных сосудов и аппаратов, регламентируемых ОСТ 26-291–79.

Соотношение размеров циклонов типа ЦН-15, а также ЦН-15У, ЦН-11 и ЦН-24 (по рис. 12.14) приведено в табл. 12.3.

Для всех одиночных циклонов бункеры выполняют цилиндрическими. Диаметры бункеров (D_1) принимают в соответствии с рядом диаметров по ГОСТ 9617–76, исходя из следующих соотношений (в пересчете на диаметр циклона D):

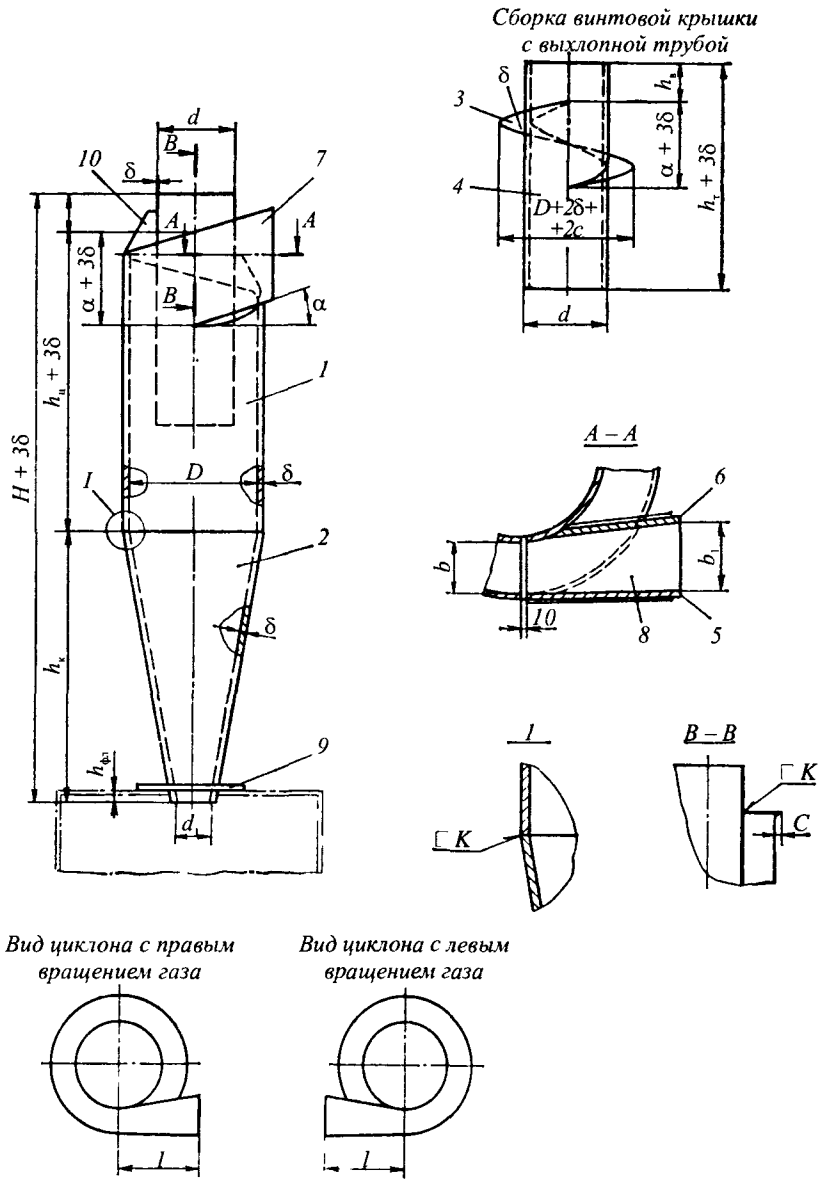


Рис. 12.14. Конструктивная схема циклонов типа ЦН-11, ЦН-15, ЦН-15У, ЦН-24 с правым и левым вращением газа:
1 — цилиндрическая часть; *2* — коническая часть корпуса; *3* — крышка винтообразная; *4* — труба выхлопная; *5* — стенка входного патрубка передняя; *6* — стенка входного патрубка задняя; *7* — стенка входного патрубка верхняя; *8* — стенка входного патрубка нижняя; *9* — фланец опорный; *10* — косынка

Цилиндрический циклон ..... $D_1 = 1{,}5\,D$
Конический ..... $D_1 = 1{,}1–1{,}2\,D$

Высоту цилиндрической части бункера принимают равной 0,8*D*; днище бункера выполняют с углом наклона стенок 60°.

В отдельных случаях разрешается уменьшать диаметр бункера до 0,8*D* при условии сохранения его расчетного объема.

Для установки на опорные конструкции бункеры снабжают лапами. Тип опорных лап выбирают в зависимости от массы аппарата с пылью и условий его установки. Плоские крышки цилиндрических бункеров должны быть снабжены ребрами жесткости, которые выбирают исходя из давления (разрежения) в аппарате и весовых нагрузок.

Таблица 12.3

Соотношение размеров для цилиндрических циклонов конструкции НИИОгаза

Параметр	Обозначение	Тип циклона			
		ЦП-15	ЦН-15У	ЦН-24	ЦН-11
Внутренний диаметр:					
выхлопной трубы	d	—	—	—	0,59D
пылевыпускного отверстия	d_1	—	0,3–0,4D*	—	—
Ширина входного патрубка:					
в циклоне (внутренний размер)	b	—	0,2D	—	—
на входе (внутренний размер)	b_1	—	0,26D	—	—
Длина входного патрубка	l	—	0,6D	—	—
Диаметр средней линии циклона	$D_{ср}$	—	0,8D	—	—
Высота установки фланца	$h_{фл}$	—	0,1D	—	—
Угол наклона крышки и входного патрубка циклона**	α	15°	15°	24°	11°
Высота:					
входного патрубка (внутренний диаметр	a	0,66D	0,66D	0,11D	0,48D
выхлопной трубы	$h_т$	1,74D	1,5D	2,11D	1,56D
цилиндрической части	$H_ц$	2,26D	1,51D	2,11D	2,06D
Высота:					
конуса циклона	$H_к$	2,0D	1,50D	1,75D	2,0D
внешней части выхлопной трубы	$h_в$	0,3D	0,3D	0,4D	0,3D
Общая высота циклона	H	4,56D	3,31D	4,26D	4,38D

* Больший размер принимается при малых D и при большой запыленности газа.
** Угол наклона крышки выбирают по линии $D_{ср}$.

Для осмотра и чистки бункеров предусматривают люки диаметром 250 или 500 мм. Отверстия для пыли в зависимости от емкости бункеров и производительности циклонов принимают следующих диаметров: 200, 300 и 500 мм.

В отдельных случаях для снижения гидравлического сопротивления циклоны ЦН-15, ЦН-15У и ЦН-24 снабжают лопастными раскручивателями, устанавливаемыми в нижней части выхлопной трубы. В связи с тем, что пыли в цветной и черной металлургии часто склонны к налипанию, раскручиватели в этих отраслях применяются редко.

12.3.3. ЦИКЛОНЫ ТИПА ЦН-15 ВО ВЗРЫВОБЕЗОПАСНОМ ИСПОЛНЕНИИ

Используются в системах газоочистки при улавливании взрывоопасной пыли, в частности, в системах пылеприготовления твердого топлива на ТЭЦ заводов черной металлургии.

Циклоны изготовляют в соответствии с ОСТ 24.838.13–73 одиночными, с диаметром цилиндрической части 1400, 1800 и 2000 мм, с "левым" и "правым" вращением газового потока в "улитке". Бункеры имеют минимальные размеры во избежание накопления взрывоопасной пыли, а входной патрубок и крышка снабжены предохранительными клапанами, количество и диаметр которых зависят от диаметра циклона [114]. Для доступа к предохранительным клапанам и люкам на месте монтажа предусматривают площадки и лестницы.

Материал для изготовления циклонов — углеродистая сталь; сменная броня к наиболее изнашиваемым частям циклона — из низколегированной стали.

Условные обозначения типоразмера циклона: ЦН — циклон НИИОгаза; 15 — угол наклона входного патрубка относительно горизонтали, град.; П (Л) — "правое" ("левое") вращение газа в "улитке"; последняя цифра — диаметр цилиндрической части, мм.

Техническая характеристика

Допустимая запыленность газа, г/м^3 1500
Температура очищаемого газа при улавливании угольной пыли, °С ..... До 250
Расчетное давление, кПа (кгс/см^2) 40 (0,4)
Коэффициент гидравлического сопротивления 165
Эффективность очистки (от пыли с d_m = 20 мкм плотностью $2{,}7 \cdot 10^3$ кг/м^3) при динамической вязкости газа $18{,}1 \cdot 10^{-6}$ Па·с, при скорости газа 3,5 м/с и диаметре циклона 1000 мм, % 81

Техническая характеристика типоразмерного ряда циклонов приведена в табл. 12.4. Основные размеры циклонов приведены в [114].

Таблица 12.4

Техническая характеристика типоразмерного ряда

Типоразмер циклона	Площадь сечения цилиндрической части корпуса, м^2	Производительность, тыс. м^3/ч	Масса, т
ЦН-15-1400	1,538	17–20	2,54
ЦН-15-1800	2,543	24–28	4,09
ЦН-15-2000	3,14	28–32	5,36

12.3.4. ГРУППОВЫЕ ЦИКЛОНЫ

Компоновка циклонных элементов, объединяемых в группы, может быть прямоугольной (в два параллельных ряда) или круговой. На рис. 12.15 показана "прямоугольная" компоновка группы из шести элементов. Основные размеры циклонов типа ЦН-15, а также ЦН-15У, ЦН-11 и ЦН-24 приведены в [111]. Циклоны диаметром 300, 500 и 700 мм применять не рекомендуется. При прямоугольной компоновке может использоваться ступенчатое (по высоте) расположение элементов, что обеспечивает некоторое уменьшение размеров группы в плане при увеличении габаритов в высоту. Описанные компоновки могут быть использованы и для конических циклонов.

При очистке больших объемов газа с высокой эффективностью, когда требуется объединять в группы 10, 12 и 14 элементов, применяют круговые компоновки. При этом следует иметь в виду, что гидравлическое сопротивление аппарата в этом случае несколько увеличивается по сравнению с двухрядным расположением элементов вследствие более высокого сопротивления на входе в элементы. В связи с этим на практике такие компоновки применяют редко. На рис. 12.16 показана круговая компоновка для группы из 10 элементов. Основные размеры даны в [111].

В состав каждой группы циклонов входят следующие узлы: циклонные элементы, бункер, коллектор входа газа (для группы из четырех и более элементов), сборник чистого газа, кольцевые диффузоры (или раскручивающие улитки), люки на бункерах и сборнике чистого газа, опорные лапы. Циклонные элементы выполняют в соответствии с ранее приведенными данными для одиночных циклонов.

Бункеры для циклонов прямоугольной компоновки из двух и четырех элементов и круговой компоновки выполняют цилиндрическими. Бункеры для групповых циклонов прямоугольной компоновки из шести и восьми элементов и групп из четырех элементов диаметром 1200 мм и более выполняют пирамидальными.

Коллекторы входа газов применяют в группах из четырех и более циклонов для равномерного распределения пылегазового потока по циклонным элементам.

Для сбора и вывода очищенного газа в отводящий газоход служат сборники газа. Их устанавливают на кольцевых диффузорах выхлопных труб циклонных элементов и снабжают патрубками для вывода газа. Эти патрубки можно устанавливать на сборниках газа вертикально или горизонтально на любой

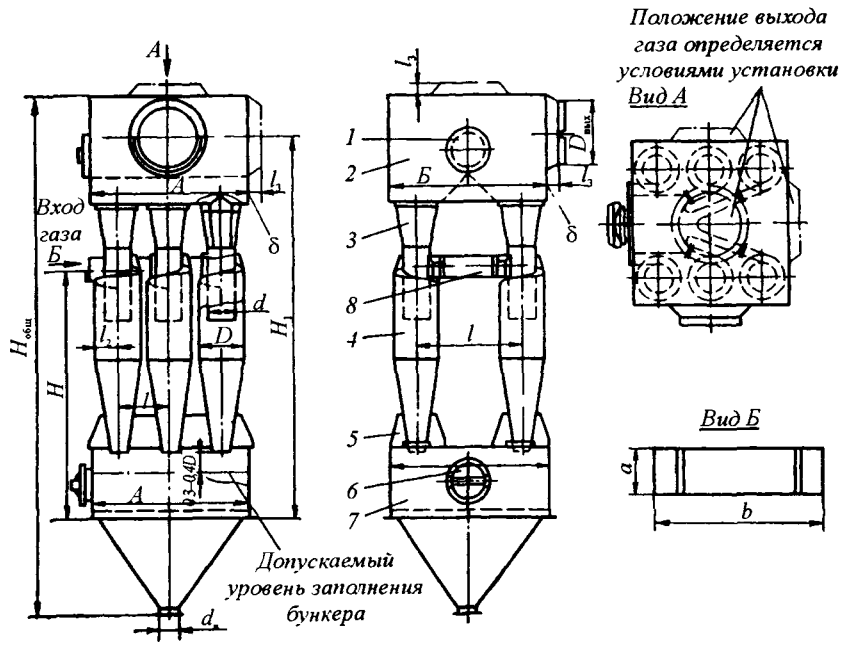


Рис. 12.15. Групповой циклон из 6 элементов прямоугольной компоновки:
1 — заглушка; *2* — сборник чистого газа; *3* — кольцевой диффузор; *4* — циклон; *5* — косынка; *6* — люк; *7* — бункер; *8* — коллектор входа газа

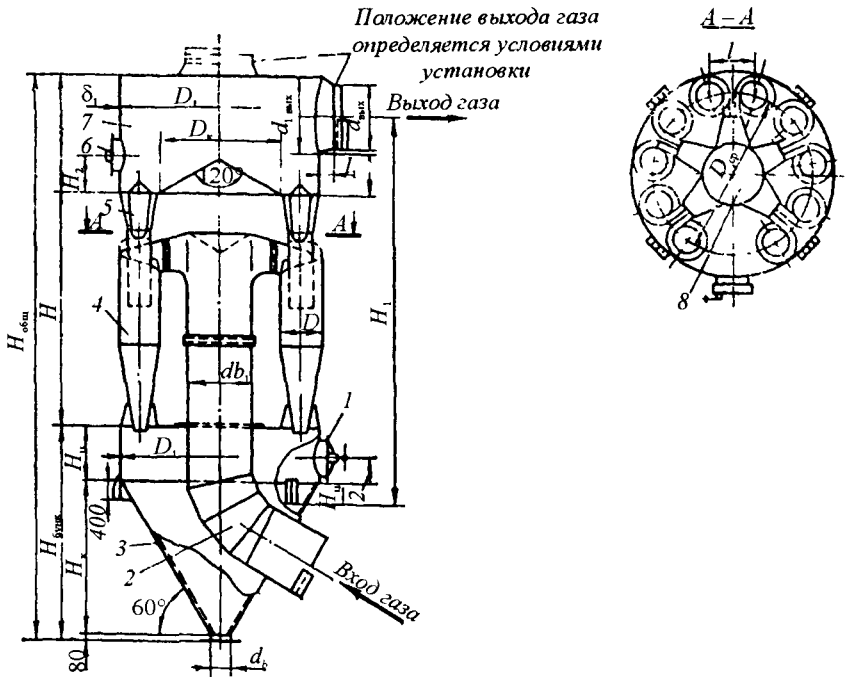


Рис. 12.16. Групповой циклон из 10 элементов круговой компоновки (размер $D_1 = 4{,}6D$ округляется до ближайшего размера обечайки по ГОСТ 9617–76. Размеры $d_{вх} = 1{,}5D$ и $d_{вых} = 1{,}5D$ округляются до ближайшего размера трубы соответствующего ГОСТа):
1 — люк; *2* — подводящий газоход; *3* — бункер; *4* — циклон; *5* — кольцевой диффузор; *6* —заглушка; *7* — сборник чистого газа; *8* — коллектор входа газа

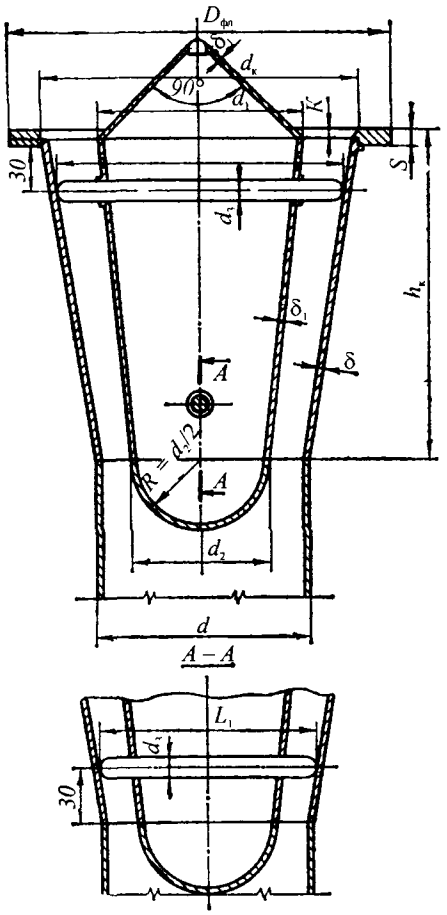


Рис. 12.17. Кольцевой диффузор для групповых циклонов

из боковых сторон. Для групповых циклонов прямоугольной компоновки сборники выполняют в виде прямоугольных коробок. Плоские стенки сборников должны быть снабжены ребрами жесткости. Для групповых циклонов круговой компоновки сборники выполняют цилиндрическими. Для осмотра сборников предусматривают люки или заглушки диаметром 250 или 500 мм.

Кольцевые диффузоры устанавливают в групповых циклонах для снижения гидравлического сопротивления за счет расширения потока и снижения крутки при выходе его из циклонных элементов. Кольцевой диффузор состоит из конического диффузора, в который вставлено тело вращения, фиксируемое в нем двумя штырями (рис. 12.17). Основные размеры кольцевых диффузоров приведены в [111].

В связи с тем, что использование кольцевых диффузоров приводит к повышению металлоемкости аппарата, можно применять также компоновки групповых циклонов с отводом газа из циклонных элементов через раскручивающие улитки.

12.3.5. КОНИЧЕСКИЕ ЦИКЛОНЫ КОНСТРУКЦИИ НИИОгаза

Особенность аппаратов — удлиненная коническая форма и малое отношение диаметра выхлопной трубы к диаметру цилиндрической части циклона. К циклонам данного типа относятся аппараты СКЦН-34, СДКЦН-33 и СКЦН-22*[1]. Конические циклоны, имея такую же производительность, как и обычные, отличаются от них большими габаритами и поэтому их обычно не применяют в групповом исполнении.

Коэффициенты гидравлического сопротивления конических циклонов конструкции НИИОгаза приведены далее при описании расчета циклонов (см. табл.12.8).

Наиболее существенная особенность конических циклонов — их повышенная эффективность, что достигается увеличением гидравлических потерь из-за сужения (уменьшения площади) сечений входного и выходного отверстий. Из-за относительно больших размеров и худшей эффективности циклон СДКЦН-33 в цветной и черной металлургии применяется для пылеулавливания реже, чем СКЦН-34.

12.3.6. КОНИЧЕСКИЕ ЦИКЛОНЫ ТИПА СКЦН-34

Циклоны могут иметь (в одиночном — исполнении) диаметр конической части от 600 до 3600 мм и изготовляться с "левым" и "правым" вращением газового потока. В зависимости от условий эксплуатации циклоны могут быть с бункером и подогревателем, с бункером без подогревателя, без бункера и подогревателя. Вид циклона — см. рис. 12.18.

Условное обозначение типоразмера циклона: СК — спирально-конический; ЦН — циклон НИИОгаз; 34 — отношение диаметра выхлопной трубы к максимальному диаметру конической части (рав-

*[1] Ранее СКЦН-34М.

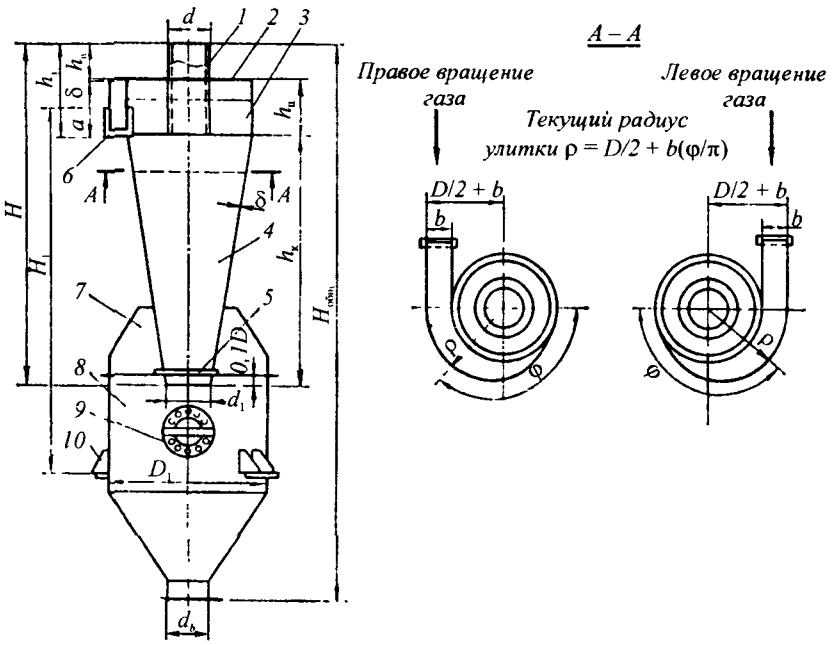


Рис. 12.18. Сборка одиночных циклонов типа СКЦН-34:
1 — труба выхлопная; *2* — крышка; *3* — цилиндрическая часть; *4* — коническая часть корпуса; *5* — фланец; *6* — днище; *7* — косынки; *8* — бункер; *9* — люк; *10* — лапы опорные

но 0,34); БП — с бункером и подогревателем; Б — с бункером без подогревателя (при отсутствии букв Б или БП — без бункера и подогревателя); цифры в конце условного обозначения —максимальный диаметр конической части циклона, мм; П(Л) — "правое" ("левое") направление вращения газового потока.

Циклоны СКЦН-34 изготовляются в соответствии с ОСТ 26-02-759–73. Материал для изготовления циклонов — сталь марки Ст3. В условиях воздействия агрессивных сред можно использовать нержавеющие стали, обладающие коррозионной стойкостью в данной среде при условии хорошей их свариваемости.

Техническая характеристика циклонов типа СКЦН-34

Допустимая запыленность газа, г/м³	1000
Температура очищаемого газа, °С	250
Максимальное давление (разрежение), кПа	15 (30)
Коэффициент гидравлического сопротивления	1150
Параметры пара в подогревателе:	
давление, МПа	0,5
температура, °С	150
Степень улавливания в циклоне D = 1000 мм при $v_ц$ = 1,7 м/с (для пыли с d_m = 1 мкм, плотностью $2{,}7 \cdot 10^3$ кг/м³) при динамической вязкости газа $18{,}1 \cdot 10^{-6}$ Па·с, %	89

В табл. 12.5 приведены данные о соотношении размеров конических циклонов НИИОгаза типов СКЦН-34 и СДКЦН-33 (по рис. 12.18).

Характеристика ряда циклонов типа СКЦН-34 с бункером и подогревателем дана в табл. 12.6, а их основные размеры — в табл. 12.7. Характеристика ряда циклонов СКЦН-34 в других исполнениях и соответствующие размеры приведены в [114].

В целом циклоны НИИОгаза характеризуются следующим. При равной эффективности наиболее высокие технико-экономические показатели имеют циклоны ЦН-11. Циклоны ЦН-15 имеют мень-

Таблица 12.5

Соотношение размеров для конических циклонов НИИОгаз

Параметр	Обозначение	СДКЦН-33	СКЦН-34
Внутренний диаметр цилиндрической части	D	—	—
Высота:			
цилиндрической части	$H_ц$	0,535D	0,515D
конической части	$H_к$	3,0D	2,110D
Внутренний диаметр:			
выхлопной трубы	d	0,334D	0,340D
пылевыпускного отверстия	d_1	0,334D	0,229D
Ширина входного патрубка	b	0,264D	0,214D
Высота:			
внешней части	$h_п$	0,2–0,3D	0,515D
выхлопной трубы	$h_{фл}$	0,1D	0,1D
входного патрубка	a	0,535D	0,2–0,3D
Длина входного патрубка	l	0,6D	0,6D
Высота заглубления выхлопной трубы	h	0,535D	0,515D
Текущий радиус улитки	ρ	$D/2 + bL/(2\pi)$	$D/2 + bL/\pi$

шие габариты и отличаются более устойчивой работой при пыли, склонной к слипанию; целесообразно их применение при очистке газа с высокой концентрацией мелкой пыли, т.е. именно в условиях, характерных для пылеулавливания в цветной и черной металлургии. При пониженных требованиях к эффективности экономически целесообразно использовать аппараты ЦН-24. Циклоны ЦН-15У отличаются низкими технико-экономическими показателями и их применение возможно в случаях, когда строго ограничены габариты по высоте. Для очистки газа от мелкой пыли с медианным диаметром 5–6 мкм используют наиболее высокоэффективные конические циклоны СКЦН-34 и реже СДКЦН-33.

Таблица 12.6

Техническая характеристика типоразмерного ряда циклонов СКЦН-34 с бункером и подогревателем

Типоразмер циклона	Площадь сечения цилиндрической части корпуса, м^2	Производительность при $v_ц$ = 1,7 м/с, м^3/ч	Объем бункера, м^3	Масса, кг
СКЦН-34БП-600	0,282	1724	0,16	205
СКЦН-34БП-700	0,384	2347	0,16	230
СКЦН-34БП-800	0,502	3071	0,16	270
СКЦН-34БП-900	0,635	3884	0,45	446
СКЦН-34БП-1000	0,785	4802	0,45	505
СКДН-34БП-1200	1,13	6912	0,45	620
СКЦН-34БП-1400	1,538	9410	1,3	1218
СКЦН-34БП-1600	2,009	12294	1,3	1420
СКЦН-34БП-1800	2,543	15562	1,3	1700
СКЦН-34БП-2000	3,14	19217	1,75	2550
СКЦН-34БП-2200	3,799	23249	1,75	3130
СКЦН-34БП-2400	4,521	27709	1,75	4289
СКЦН-34БП-3600	10,173	62278	4,4	10300

12.3.7. ЦИКЛОНЫ СИОТ

Помимо циклонов конструкции НИИОгаза, достаточно широкое применение нашли циклоны конструкции ЛИОТ (Ленинградского института охраны труда) и СИОТ (Свердловского института охраны труда), они обычно используются в системах промышленной вентиляции.

Циклоны конструкции ЛИОТ по сравнению с циклонами конструкции НИИОгаза имеют удлиненную цилиндрическую часть и глубоко введенную выхлопную трубу, а также больший угол раскрытия конической части. В циклонах конструкции СИОТ отсутствует цилиндрическая часть, а входной патрубок имеет треугольную форму. Данные циклоны также нормализованы, и любой их размер может быть выражен в долях диаметра. По эффективности пылеулавливания эти циклоны мало отличаются от циклонов конструкции НИИОгаза.

Циклоны типа СИОТ применяют для очистки воздуха от сухой неслипающейся неволокнистой пыли.

При абразивных пылях циклоны следует устанавливать только до вентилятора, при этом нижнюю часть циклона необходимо бронировать корундцементом. В связи со сказанным применение циклонов СИОТ для улавливания абразивных пылей ограничено.

Выход газа из циклона может осуществляться следующим образом:

а) при установке циклона на стороне всасывания — через раскручиватель с винтовой крышкой;

б) при установке на стороне нагнетания — через шахту с колпаком.

При высоте шахты, не превышающей $(3\div5)d_2$ (где d_2 — диаметр шахты), устанавливают раскручиватель — плоский щит.

Схемы выполнения по каждому из указанных вариантов приведены на рис. 12.19 и в табл. 12.7.

Технические характеристики*

№ циклона	Масса, кг	Номинальная производительность, м³/ч
1	51	1500
2	102	3000
3	148	4500
4	195	6000
5	244	7500
6	245	8500
7	323	10000

* Потеря напора 0,588–1,176 кПа; коэффициент сопротивления, отнесенный к скорости во входном патрубке; $z = 4{,}2$ для циклонов с улиткой и раскручивающей крышкой и $z = 0{,}6$ для циклонов без улитки

Основные условия эксплуатации циклонов сводятся к следующему:

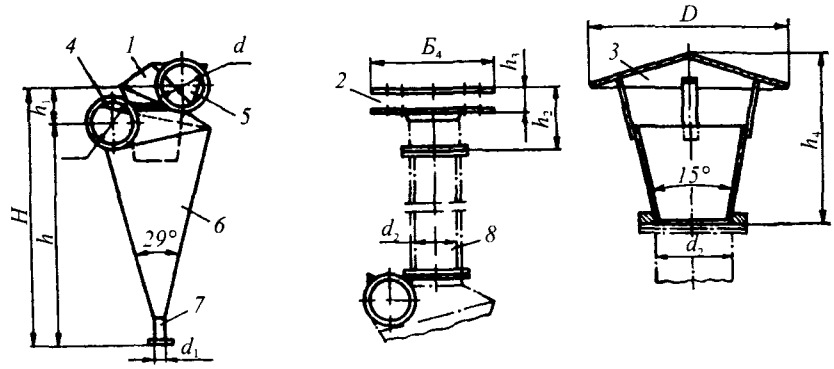
1: Небходимо следить, чтобы в конической части циклона не накапливалась пыль. Для ее сбора под циклоном предусмотрен специальный бункер.

2. Подсос воздуха в нижней части циклона недопустим. Бункер для сбора пыли должен быть герметичным. Спуск пыли из бункера осуществляется через патрубок с двойным затвором — мигалкой, отрегулированной так, чтобы клапаны работали поочередно.

3. Стандартные конструкции циклонов могут работать при температуре газа не выше 400 °С и давлении (разрежении) не более 2,5 кПа.

4. При работе на газе с высокой температурой циклоны внутри футеруют огнеупорными плитками, а выхлопную трубу выполняют из жаропрочной стали или керамики. При низкой наружной температуре минимальная температура стенки циклона должна превышать температуру точки росы не менее чем на 20–25 °С. Для обеспечения этого условия стенки циклонов в ряде случаев покрывают снаружи теплоизоляцией.

5. Начальная концентрация для неслипающихся пылей в циклонах диаметром 800 мм и более допускается до 400 г/м³. Для слипающихся пылей и циклонов меньших размеров концентрация пыли должна быть в 2–4 раза ниже.



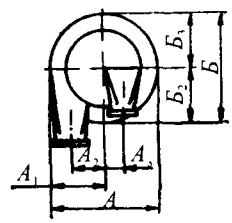


Рис. 12.19. Схемы выполнения и основные размеры циклонов типа СИОТ:
1 — раскручиватель с винтовой крышкой, устанавливается при работе на всасывании; *2* — раскручиватель "плоский щит", устанавливается при высоте выхлопной трубы более $(3\div5)d_2$; 3 — колпак, устанавливается при высоте выхлопной трубы более $(3\div5)d_2$; *4* — патрубок входной; *5* — патрубок выходной; *6* — корпус; *7* — патрубок пылеотводящий; *8* — выхлопная труба после циклона

Таблица 12.7

Основные размеры, мм, циклонов СИОТ (см. рис. 12.19)

№ циклона	A	A_1	A_2	A_3	Б	$Б_1$	$Б_2$	$Б_3$	$Б_4$	*D*	*H*	*h*	h_1	h_2	h_3	h_4	*d*	d_1	d_2
1	703	360	264	135	675	345	255	355	760	650	1720	1360	235	130	95	595	170	68	325
2	1015	532	380	195	970	495	370	510	1100	930	2455	1960	335	175	135	850	245	98	465
3	1242	651	465	240	1184	610	450	624	1350	1140	2995	2400	407	305	165	1040	300	120	570
4	1428	748	535	275	1363	700	520	718	1550	1310	3440	2765	460	330	185	1195	138	138	655
5	1593	835	597	310	1520	780	580	800	1730	1460	3830	3075	525	360	205	1335	385	154	730
6	1698	890	635	330	1620	832	615	853	1840	1560	4080	3280	555	370	220	1420	410	164	780
7	1943	965	690	355	1758	900	670	926	2000	1690	4423	3555	605	385	240	1540	445	178	845

6. Циклон должен работать с постоянной газовой нагрузкой. При значительных колебаниях расхода должны устанавливаться группы циклонов с возможностью отключения отдельных элементов.

7. Рекомендуется установка циклонов перед вентиляторами, чтобы последние работали на очищенном газе и не подвергались абразивному износу.

Интенсивность абразивного износа зависит от запыленности газа, скорости газового потока в циклоне и абразивных свойств пыли. Одной из мер повышения износостойкости циклона является нанесение на изнашиваемую поверхность стойких к износу покрытий, например футеровка циклона плитками из плавленого диабаза, базальта, камнелитых материалов или броневых плит. Другим способом защиты от износа является изготовление циклонов из износостойких материалов — высокопрочного чугуна или неметаллических износостойких материалов. Важное значение имеет и совершенствование конструкций циклонов в направлении подбора оптимального угла атаки газа на стенку, снижения скорости газа в циклоне, выбора оптимальной высоты циклона и угла раскрытия конуса, уменьшения вторичных течений в циклоне и т.п. По всем перечисленным направлениям повышения износостойкости циклонов ведутся работы, однако внедрение полученных результатов в практику происходит очень медленно.

12.3.8. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ И РАЗМЕРОВ ЦИКЛОНА

Гидравлическое сопротивление циклона Δp, Па, можно определить по широко известной формуле механики газов:

$$\Delta p = \zeta \rho_г \frac{v_ц^2}{2},$$

где ζ — коэффициент сопротивления циклона; $v_ц$ — условная скорость газа, отнесенная к полному сечению циклона в плане, м/с; $\rho_г$ — плотность газа при орабочих условиях, кг/м^3.

Гидравлический расчет циклонов базируется на эмпирических зависимостях для коэффициентов сопротивления одиночных циклонов, нормированных к характеристикам эталонного циклона (D = = 500 мм и $V_ц$ = 3 м/с). При этом различают два режима работы одиночных циклонов: а) в сети при выходе газа из выхлопной трубы в газовый тракт); на выхлоп (при выходе газа в атмосферу или в большой объем). На практике чаще встречается первый случай, при этом к потерям в самом циклоне прибавляются потери, связанные с раскручиванием и выравниванием потока в выхлопной трубе. Во втором случае — теряется вся кинетическая энергия вращающегося потока, выходящего из выхлопной трубы циклона.

Коэффициент сопротивления циклона, приведенный к скорости потока в плане $v_ц$, равен

$$\zeta_ц^c = \Delta p_c / (\rho_г v_ц^2 / 2); \tag{12.18}$$

$$\zeta_ц^п = \Delta p_ц / (\rho_г v_ц^2 / 2) = \zeta_ц^c + (D/d)^4, \tag{12.19}$$

где $\xi_ц^c, \zeta_ц^п$ — соответственно коэффициенты сопротивления при работе циклона в сети и полного сопротивления циклона при работе на выхлоп; Δp_c, $\Delta p_ц$ — соответственно гидравлическое сопротивление циклона с учетом снижения потерь при раскручивании потока в выхлопной трубе (при работе в сети) и без учета этого фактора (при работе на выхлоп).

Значения коэффициентов сопротивления различных типов циклонов, диаметром 500 мм при скорости потока $v_ц$ = 3 м/с приведены в табл. 12.8. Коэффициент сопротивления циклона зависит от его диаметра, состояния внутренней поверхности стенок, а также скорости, вязкости и запыленности потока (концентрации и крупности взвешенных частиц). В пределах изменения диаметра от 150 до 500 мм коэффициент сопротивления заметно увеличивается, при дальнейшем увеличении диаметра он практически остается постоянным.

Повышение концентрации пыли в потоке газов, поступающих в циклон, несколько снижает гидравлическое сопротивление.

Зависимость коэффициента сопротивления циклона от его диаметра и концентрации пыли выражается формулами:

$$\xi_ц^c = K_1 K_2 \zeta_{ц500}^c \tag{12.20}$$

$$\xi_ц^п = K_1 K_2 \zeta_{ц500}^п \tag{12.21}$$

где $\xi_{ц500}^c, \zeta_{ц500}^п$ — коэффициенты полного сопротивления циклона (при работе на выхлоп) и циклона в сети при D = 500 мм (табл. 12.8); K_1 — коэффициент, учитывающий влияние диаметра циклона D (см. табл. 12.9); K_2 — коэффициент, учитывающий влияние запыленности (см. табл. 12.10).

Таблица 12.8

Коэффициенты сопротивления циклонов НИИОгаза [10] (D = 500 мм; $v_ц$ = 3 м/с)

Тип циклона	Без дополнительных устройств	С коническим лопастным раскручивателем	С винтолопастным раскручивателем	С кольцевым диффузором	С улиткой на выходе
ЦН-11	245/250	—	190/195	207/215	255
ЦН-15	155/163	115/121	121/126	132/140	150
ЦН-15У	165/170	148/152	139/148	140/148	158
ЦН-24	75/80	61/66	—	64/70	73
СДКЦН-33	520/600	—	—	—	500
СКЦН-34	1050/1150	—	—	—	—
СКЦН-22	2000/—	—	—	—	—

Примечание. В числителе приведены значения коэффициентов сопротивления при работе циклона в сети ($\zeta_ц^с$), в знаменателе — при работе на выхлоп ($\zeta_ц^п$); для циклонов с улиткой на выходе $\zeta_ц^с$.

Таблица 12.9

Коэффициент K_1

Тип циклона	Значение K_1 при D, мм				
	150	200	300	450	500
ЦН-11	0,94	0,95	0,96	0,99	1,0
ЦН-15, ЦН-15У, ЦН-24	0,85	0,90	0,33	1,00	1,0
СДКЦН-33, СКЦН-34	1,00	1,00	1,00	1,00	1,0

Таблица 12.10

Коэффициент K_2

Тип циклона	Значение K_2, при запыленности очищаемого газа, г/м^3						
	0	10	20	40	80	120	150
ЦН-11	1	0,96	0,94	0,92	0,90	0,87	0,85
ЦН-15	1	0,93	0,92	0,91	0,90	0,87	0,86
ЦН-15У	1	0,93	0,92	0,91	0,89	0,88	0,87
ЦН-24	1	0,95	0,93	0,92	0,90	0,87	0,86
СДКЦН-33	1	0,81	0,785	0,78	0,77	0,76	0,745
СКЦН-34	1	0,98	0,947	0,93	0,915	0,91	0,90

Коэффициент сопротивления группового циклона определяют по формуле

$$\zeta_ц^{гр} = \zeta_ц^с + K_3 \qquad (12.22)$$

или

$$\zeta_ц^{гр} = K_1 K_2 \zeta_{ц500}^с + K_3, \qquad (12.23)$$

где K_3 — коэффициент, учитывающий компоновку группового циклона:

Круговая компоновка с нижним подводом	60
Прямоугольная компоновка с расположением циклонных элементов в одной плоскости и отводом из общей камеры чистого газа	35

То же, но с улиточным отводом
из циклонных элементов 28
Прямоугольная компоновка со свободным
подводом потока в общую камеру 60

Гидравлические потери (Па) в циклоне можно вычислить по формуле (12.18) или

$$\Delta p = 0{,}81 \cdot \zeta_{ц} \rho_{г} V_0^2 / D^4, \tag{12.24}$$

где V_0 — расход газа через один циклон, м³/с.

Величину $\Delta p/\rho_{г}$ рекомендуется выбирать следующей, м²/с²:

ЦН-11	800–1400	ЦН-15, Ц11-15У	500–1000
ЦН-24	300–600	СКЦН-3-1 и СДКЦН-33	1200–2400

Верхним пределом соотношений следует пользоваться в тех случаях, когда предъявляются особо высокие требования к сокращению габаритов установки и эффективности. В остальных случаях принимают сопротивление, приближающееся к нижнему пределу.

12.3.9. РАСЧЕТ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ ЦИКЛОНОВ

Условную скорость для принятого типа циклона определяют, зная **величину** $\zeta_{ц}$ **и выбрав значение** $\Delta p/\rho_{г}$ на основании формулы (12.18).

Расход газа через один циклон (м³/с) определяют по формуле

$$V_0 = \frac{\pi D^2}{4} v_{ц} = 1{,}107 D^2 \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho_{г} \zeta_{ц}}} = 21{,}6 D^2 \sqrt{\frac{\Delta p (273+t)}{\rho_0 \zeta_{ц} B_{р}}}. \tag{12.25}$$

Диаметр циклонных элементов (м) при заданной величине V_0, $\rho_{г}$ и $\zeta_{ц}$ **вычисляют по формуле**, получаемой из (12.25):

$$D = 0{,}94 \sqrt[4]{\frac{V_0^2 \rho_{г} \zeta_{ц}}{\Delta p}} = 0{,}214 \sqrt{\frac{V_0^2 \rho_0 \zeta_{ц} B_{р}}{\Delta p (273+t)}}. \tag{12.26}$$

В формулах (12.25), (12.26) приняты следующие размерности входящих в них параметров: V_0 — м³/с; ρ — кг/м³; $B_{р}$ — Па.

Размеры циклонов НИИОгаза в зависимости от расхода и плотности газов, а также перепада давлений можно определять и по номограмме (рис. 12.20). При этом предварительно вычисляют значение $\Delta p/\rho_{г}$ по формуле:

$$\frac{\Delta p}{\rho_{г}} = \frac{\Delta p (273+t)}{2{,}69 \cdot 10^{-3} \rho_0 B_{р}}. \tag{12.27}$$

Если плотность сухих газов дана при нормальных условиях $\rho_{0с}$, то плотность влажных газов при тех же условиях равна

$$\rho_0 = (\rho_{0с} + x) 0{,}804 / (0{,}804 + x), \tag{12.28}$$

где x — влагосодержание газа, кг/м³.

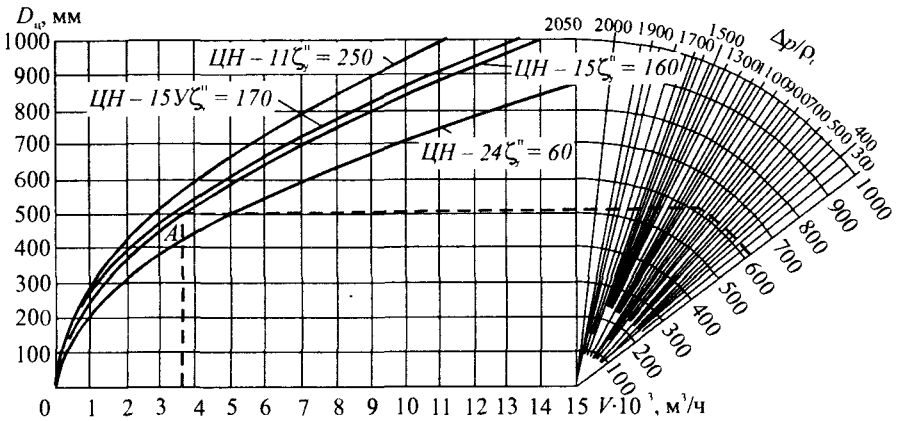


Рис. 12.20. Номограмма для расчета производительности и гидравлического сопротивления циклонов ЦН

Скорость газа в циклоне, м/с, равна расходу газа при рабочих условиях $V_г$, отнесенному к полному поперечному сечению циклона в плане $F_ц$:

$$V_ц = V_г / F_ц = V_0(273 + t_г)101{,}3 \cdot 10^3 / F_ц 273(p_{бар} \pm p_г). \qquad (12.29)$$

Опыт показывает, что скорость газа в циклоне имеет для каждого типа оптимальное значение $V_{опт}$, от которого она не должна отклоняться более чем на ±15 %:

Тип циклона	$V_{опт}$, м/с	Тип циклона	$V_{опт}$, м/с
ЦН-24	4,5	СКД-ЦН-33	2,0
ЦН-15	3,5	СК-ЦН-34	1,7
ЦН-15у	3,5	СК-ЦН-22	2,0
ЦН-11	3,5		

При скоростях $V_ц$, выходящих за указанные пределы в большую сторону, возрастает расход энергии, в меньшую сторону — снижается эффективность.

12.3.10. РАСЧЕТ ЭФФЕКТИВНОСТИ ЦИКЛОНОВ

Полученные выше (в гл. 5) теоретические уравнения позволяют проследить качественное влияние различных факторов на эффективность циклонного процесса. Расчет циклонов по теоретическим формулам практически невозможен. Большой опыт, накопленный при испытаниях циклонов в промышленных условиях и на специальных стендах, позволил разработать методы расчета циклонов, основанные на полученных экспериментальных данных. Для облегчения расчетов широко используют графические методы с применением специально построенных графиков и номограмм. Однако наиболее обобщенным и надежным является расчет эффективности с использованием элементов теории вероятностей.

Как известно, в вероятностно-логарифмических координатах дисперсный состав большинства пылей аппроксимируется прямой линией и характеризуется двумя параметрами: среднемедианным размером d_m и среднеквадратическим отклонением $\lg \sigma_п$ функции распределения. Среднемедианный размер d_m представляет собой такой размер частицы, при котором суммарная масса всех частиц размером более d_m равна суммарной массе всех частиц размером менее d_m. Среднеквадратическое отклонение $\lg \sigma_п$ находят из следующего соотношения, которое является свойством интеграла вероятности:

$$\lg \sigma_n = \lg \frac{d_{84,1}}{d_m} = \lg \frac{d_m}{d_{15,9}}, \tag{12.30}$$

где $d_{84,1}$ и $d_{15,9}$ — абсциссы точек, ординаты которых имеют значения 84,1 и 15,9 % и определяются по заданному распределению пыли по размерам (рис. 12.21).

Кривые парциальной эффективности циклонов также могут быть охарактеризованы двумя аналогичными параметрами $d_{50}^{т}$ и $\lg \sigma_{\eta}^{т}$, численные значения которых для различных типов циклонов конструкции НИИОгаза могут быть приняты следующими:

Тип циклона.....	ЦН-24	ЦН-15у	ЦН-15	ЦН-11	СДК-ЦН-33	СК-ЦН-34	СК-ЦН-22
$d_{50}^{т}$	8,50	6,00	4,50	3,65	2,31	1,95	1,13
$\lg \sigma_{\eta}^{т}$	0,308	0,283	0,352	0,352	0,364	0,308	0,34

Приведенные данные соответствуют следующим условиям работы циклонов (значения табличные): $V_{т} = 3{,}5$ м/с; $D_{т} = 0{,}6$м; $\rho_{чт} = 1930$ кг/м^3; $\mu_{т} = 22{,}2 \cdot 10^{-6}$ Па·с.

На основании математической обработки уравнения для вероятностных функций было получено следующее выражение для полной очистки в циклоне:

$$\eta = \Phi(x) \tag{12.31}$$

Величина x применительно к циклонам может быть определена по следующей формуле:

$$x = \lg(d_m / d_{50}) / \sqrt{\lg^2 \sigma_{\eta} + \lg^2 \sigma_{ч}}. \tag{12.32}$$

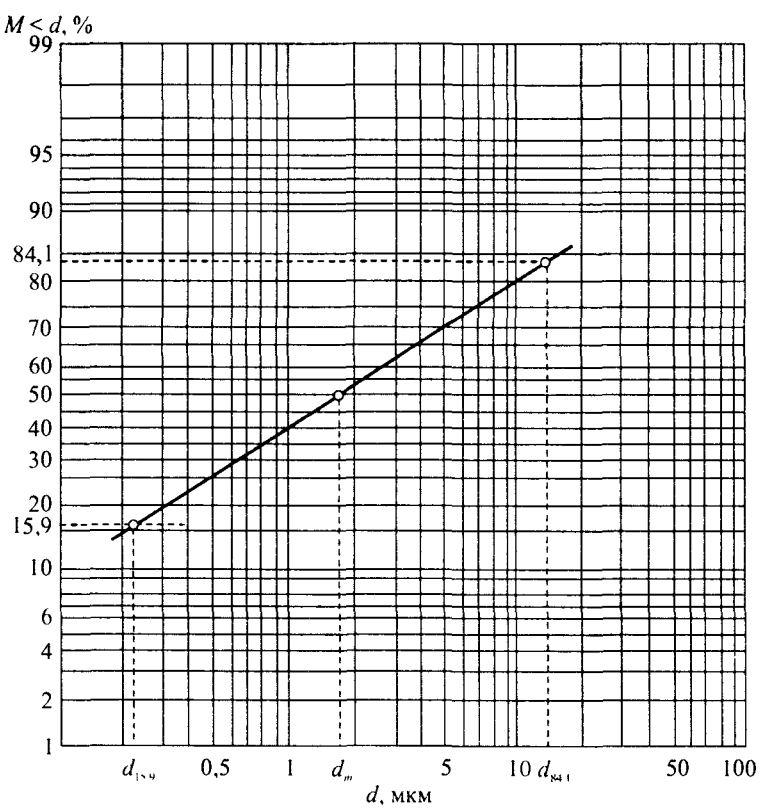


Рис. 12.21. График распределения частиц пыли по размерам

Таблица 12.11

Значения нормальной функции распределения

x	$\Phi(x)$	x	$\Phi(x)$	x	$\Phi(x)$	x	$\Phi(x)$	x	$\Phi(x)$	x	$\Phi(x)$
–2,70	0,0035	–1,42	0,0778	–0,68	0,2483	0,04	0,5160	0,76	0,7764	1,48	0,9306
–2,60	0,0047	–1,40	0,0808	–0,66	0,2546	0,06	0,5239	0,78	0,7823	1,50	0,9332
–2,50	0,0062	–1,38	0,0838	–0,64	0,2611	0,08	0,5319	0,80	0,7881	1,52	0,9357
–2,40	0,0082	–1,36	0,0869	–0,62	0,2676	0,10	0,5398	0,82	0,7939	1,54	0,9382
–2,30	0,0107	–1,34	0,0901	–0,60	0,2743	0,12	0,5478	0,84	0,7995	1,56	0,9406
–2,20	0,0139	–1,32	0,0934	–0,58	0,2810	0,14	0,5557	0,86	0,8051	1,58	0,9429
–2,10	0,0179	–1,28	0,1003	–0,56	0,2877	0,16	0,56361	0,88	0,8106	1,60	0,9452
–2,00	0,0228	–1,26	0,1038	–0,54	0,2946	0,18	0,5714	0,90	0,8159	1,62	0,9474
–1,98	0,0239	–1,24	0,1075	–0,52	0,3015	0,20	0,5793	0,92	0,8212	1,64	0,9495
–1,96	0,0250	–1,22	0,1112	–0,50	0,3085	0,22	0,5871	0,94	0,8264	1.66	0,9515
–1,94	0,0262	–1,20	0,1151	–0,48	0,3156	0,24	0,5948	0,96	0,8315	1,68	0,9535
–1,92	0,0274	–1,18	0,1190	–0,46	0,3228	0,26	0,6026	0,98	0,8365	1,70	0,9554
–1,90	0,0288	–1,16	0,1230	–0,44	0,3300	0,28	0,6103	1,00	0,8413	1,72	0,9573
–1,88	0,0301	–1,14	0,1271	–0,42	0,3372	0,30	0,6179	1,02	0,8461	1,74	0,9591
–1,86	0,0314	–1,12	0,1314	–0,40	0,3446	0,32	0,6255	1,04	0,8508	1,76	0,9608
–1,84	0,0329	–1,10	0,1357	–0,38	0,3520	0,34	0,6331	1,06	0,8554	1,78	0,9625
–1,82	0,0344	–1,08	0,1401	–0,36	0,3594	0,36	0,6406	1,08	0,8599	1,80	0,9641
–1,80	0,0359	–1,06	0,1446	–0,34	0,3669	0,38	0,6480	1,10	0,8643	1,82	0,9656
–1,78	0,0375	–1,04	0,1492	–0,32	0,3745	0,40	0,6554	1,12	0,8686	1,84	0,9671
–1,76	0,0392	–1,02	0,1539	–0,30	0,3821	0,42	0,6628	1,14	0,8729	1,86	0,9686
–1,74	0,0409	–1,00	0,1587	–0,28	0,3897	0,44	0,6700	1,16	0,8770	1,88	0,9699
–1,72	0,0427	–0,98	0,1635	–0,26	0,3974	0,46	0,6772	1,18	0,8810	1,90	0,9713
–1,70	0,0446	–0,96	0,1685	–0,24	0,4052	0,48	0,6844	1,20	0,8849	1,92	0,9726
–1,68	0,0465	–0,94	0,1736	–0,22	0,4129	0,50	0,6915	1,22	0,8888	1,94	0,9738
–1,66	0,0485	–0,92	0,1788	–0,20	0,4207	0,52	0,6985	1,24	0,8925	1,96	0,9750
–1,64	0,0505	–0,90	0,1841	–0,18	0,4286	0,54	0,7054	1,26	0,8962	1,98	0,9761
–1,62	0,0526	–0,88	0,1894	–0,16	0,4364	0,56	0,7123	1,28	0,8997	2,00	0,9772
–1,60	0,0548	–0,86	0,1949	–0,14	0,4443	0,58	0,7190	1,30	0,9032	2,10	0,9821
–1,58	0,0571	–0,84	0,2005	–0,12	0,4522	0,60	0,7257	1,32	0,9066	2,20	0,9861
–1,56	0,0594	–0,82	0,2061	–0,10	0,4602	0,62	0,7324	1,34	0,9099	2,30	0,9893
–1,54	0,0618	–0,80	0,2119	–0,08	0,4681	0,64	0,7389	1,36	0,9131	2,40	0,9918
–1,52	0,0643	–0,78	0,2177	–0,06	0,4761	0,66	0,7454	1,38	0,9162	2,50	0,9938
–1,50	0,0668	–0,76	0,2236	–0,04	0,4840	0,68	0,7517	1,40	0,9192	2,60	0,9953
–1,48	0,0694	–0,74	0,2297	–0,02	0,4920	0,70	0,7580	1,42	0,9222	2,70	0,9965
–1,46	0,0721	–0,72	0,2358	0,00	0,5000	0,72	0,7642	1,44	0,9251		
–1,44	0,0749	–0,70	0,2420	0,02	0,5080	0,74	0,7703	1,46	0,9279		

Численное значение функции $\Phi(x)$ находят в зависимости от величины x по табл. 12.11.

Входящая в формулу (12.32) величина d_{50} представляет собой размер частиц, осажденных при фактических условиях работы выбранного циклона с эффективностью 50%. Эта величина может быть найдена из выражения

$$d_{50} = d_{50}^{т}\sqrt{D\rho_{чт}\mu V_{т}/(D_{т}\rho_{ч}\mu_{т}V)}, \qquad (12.33)$$

где $D_{т}$, $\rho_{чт}$, $\mu_{т}$, $V_{т}$ — параметры, соответствующие условиям, при которых получены табличные значения $d_{50}^{т}$ и $\lg\sigma_{\eta}^{т}$, ; D, $\rho_{ч}$, μ, V — параметры, соответствующие фактическим условиям работы циклона.

При очистке газов с высокой концентрацией пыли ($z > 10$ г/м^3) степень очистки газа в циклоне обычно несколько увеличивается и может быть определена по следующей эмпирической зависимости:

$$\eta' = \eta + (100 - \eta)\, 0{,}12\, z_{1} \lg(0{,}1 z_{1})/100$$

где z_{1} — начальная концентрация пыли в газе, г/м^3; η — степень очистки газа в циклоне при начальной его запыленности 10 г/м^3.

В случае, когда полученная в результате расчета эффективность оказывается недостаточной, следует уменьшить размеры циклона, т.е. повысить скорость и гидравлическое сопротивление. При этом степень очистки газа в циклоне возрастает. Если и этого окажется недостаточно, следует переходить на другой, более эффективный тип циклона, например с ЦН-24 на ЦН-15 или с ЦН-15 на ЦН-11. При этом следует повторить как расчет гидравлического сопротивления, так и расчет эффективности.

Для предварительных оценок общую степень улавливания можно также определить графически, используя графики, предложенные П. А. Коузовым для циклонов различных типов [115] (рис. 12.22).

Каждой прямой линии соответствует постоянная величина $\sigma_{п}'$, характеризующая распределение частиц пыли по фракциям, причем $\sigma_{п}' = d_{m}/d_{16}$. Графические зависимости составлены для циклонов диаметром 300 мм, улавливающих неслипающуюся пыль плотностью 2650 кг/м^3. Условная скорость потока $v_{ц}$ принята для циклонов типа ЦН-11, ЦН-15 и ЦН-15У равной 3,5 м/с, для циклона типа ЦН-24 — 4,5 м/с, СДКЦН-33 и СКЦН-34 — 2,5 м/с. Газовая среда — воздух при 20 °С, вязкость которого $\eta = 18{,}1\cdot10^{-2}$ Па·с.

Для случаев, когда исходные данные расчета отличаются от указанных, медиану распределения частиц исходной пыли пересчитывают по выражению

$$d_{m}' = d_{m}/[10^{3} k\sqrt{D\eta/(v_{ц}\rho_{п})}], \qquad (12.35)$$

где $v_{ц}$ определяют по выражению $v_{ц} = V_{р}/(\pi D^2/4)$, а коэффициент k для разных типов циклонов равен: 41,4 — для ЦН-11, ЦН-15 и ЦН-15У; 46,9 — для ЦН-24; 34,97 — для СДКЦН-33 и СКЦН-34.

Общую степень улавливания находят, проводя следующие построения (см. рис. 12.22):

1) на оси абсцисс откладывают точку, соответствующую значению d_{m} исходной пыли;

2) восстанавливают перпендикуляр до пересечения с линией, характеризующей заданную дисперсию пыли $\sigma_{п}'$;

3) из точки пересечения проводят линию, параллельную оси абсцисс до пересечения с осью ординат.

При групповой компоновке циклонов степень улавливания по сравнению с ее расчетным значением для одиночных циклонов несколько снижается.

Недостаток описанных подходов к определению эффективности циклона состоит в тесной привязке циклона к существующей технологии, когда дисперсный состав аэрозоля уже известен.

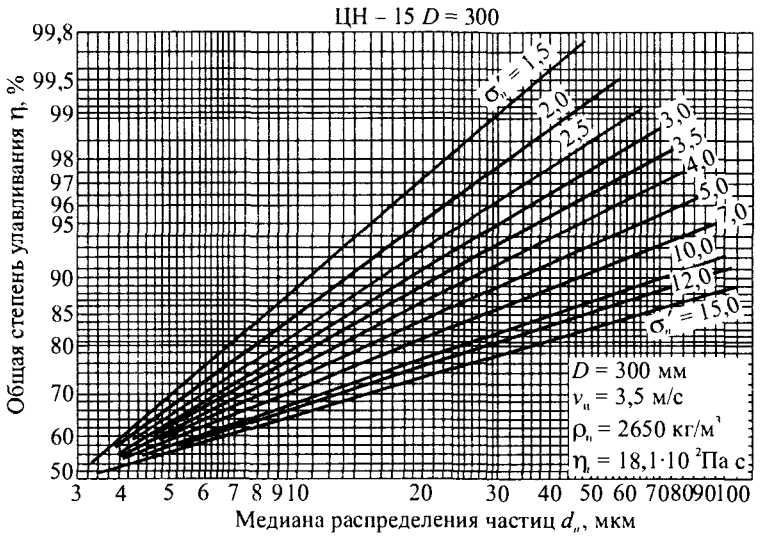


Рис. 12.22. Зависимость общей степени улавливания от среднемедианного размера частиц и стандартного отклонения кривой распределения улавливаемой пыли для циклона ЦН-15 ∅300 мм

При проектировании очистных устройств для строящихся промышленных агрегатов необходимо располагать методиками, использующими только параметры циклона и некоторые балансовые величины технологического процесса. Некоторые из таких методик были рассмотрены в гл. 5. Другие соотношения, заимствованые из работы [107], приведены ниже.

Обычно теоретические исследования очистки газов в циклонах приводят к получению формулы характеризующей критический (минимальный) диаметр частиц $d_{кр}$ (м), полностью улавливаемых аппаратом.

При выводе этих формул принимается целый ряд допущений среди которых можно выделить несколько общих:

а) частицы не влияют друг на друга;

б) при достижении стенки циклона частицы не могут быть снова унесены газом;

в) сопротивление движению частиц в газовой среде подчиняется закону Стокса;

г) тангенциальная скорость частицы постоянна и не зависит от ее положения.

Ниже приводятся некоторые из этих формул:

Формула	Литературный источник	
$d_{кр} = 3\sqrt{\frac{V_ц \mu_г D_ц (D_ц + b)}{\rho_ч (v'_г)^2 V_г^2}} \sqrt{1 - \frac{(D_ц + b)}{2D_ц}}$;	[116]	(12.36)
$d_{кр} = 3\sqrt{\frac{v_o}{v'_г} \cdot \frac{D_ц}{h_1 H} \cdot \frac{V_г \mu_г}{\Delta\rho_ц} \cdot \frac{\rho_г}{\rho_ч - \rho_г}}$;	[117]	(12.37)
$d_{кр} = \frac{3}{2}\sqrt{\frac{D_ц^2 \mu_г}{2H(\rho_ч - \rho_г)v'_г} \cdot \left[1 - \left(\frac{D_{тр}}{D_ц}\right)^4\right]}$;	[118]	(12.38)

$$d_{кр} = 3\sqrt{\frac{V_г \rho_г}{2\pi (v_г')^2 (\rho_ч - \rho_г)}} \sqrt{\left| \frac{1 - \left(\frac{2D_{тр}}{3D_ц}\right)^4}{\frac{H - H_ц}{D_ц - D_в} \cdot \frac{D_ц^3 - D_в^3}{D_ц^2} + H_ц - h_{тр}\left(\frac{D_ц}{D_{тр}}\right)^2} \right|}; \quad [108] \quad (12.39)$$

$$d_{кр} = 3\sqrt{\frac{2D_{тр}\mu_г v_{гр}}{3v_ω^2((\rho_ч - \rho_г)}}; \quad [119] \quad (12.40)$$

$$d_{кр} = c_0 D_ц^{1/2} v_г^{1/4} \Delta p_ц^{-3/8} \rho_г^{3/8} \mu_г^{1/2} \rho_ч^{-1/2}. \quad [120] \quad (12.41)$$

В формулах (12.36)–(12.42) обозначения геометрических параметров циклона соответствуют параметрам на рис. 12.23. В этом случае эффективный объем циклона $V_ц$ (м³) равен

$$V_ц = \frac{\pi}{4}\left[\left(\frac{H - H_ц}{D_ц - D_в}\right)\left(\frac{D_ц^3 - D_в^3}{3}\right) + D_ц^2 H_ц - D_{тр}^2 h_{тр}\right] \quad (12.42)$$

Остальные параметры в формулах (12.36)–(12.41): $v_г'$ — скорость газов на входе в циклон, м/с; v_o — осевая скорость газов в циклоне, м/с; $\Delta p_ц$ — гидравлическое сопротивление циклона, Па; $v_{гр}$ — скорость радиального движения газов (сток газов), м/с; c_o — коэффициент определяемый геометрией циклона (на практике значения c_o колеблются в довольно узких пределах 540–840).

Анализ приведенных выше зависимостей для расчета $d_{кр}$ показывает, что эффективность улавливания частиц пыли в циклоне η прямо пропорциональна скорости газов в степени 1/2 и обратно пропорциональна диаметру аппарата также в степени 1/2.

Характер зависимости η от $v_г$ и $D_ц$ показывает, что целесообразно вести процесс улавливания пыли в циклоне при больших значениях $v_г$ и небольших $D_ц$. Однако чрезмерное увеличение $v_г$ может привести к уносу пыли из циклона и резкому увеличению гидравлического сопротивления. Поэтому целесообразно увеличивать эффективность циклона за счет уменьшения диаметра аппарата, а не за счет роста скорости газов.

При исследовании влияния длины циклона было установлено [120], что оптимальным является соотношение $H/D_ц$ = 2–3. Дальнейшее увеличение длины аппарата не приводит к ощутимому росту эффективности и при этом лишь возрастают энергозатраты. Аналогичный вывод был получен и при исследовании прямоточных циклонов [121].

В работе [120] указывается, что форма циклона (которую прежде всего определяют расположение и конфигурация подвода газов в аппарат и диаметр выхлопной трубы) при равенстве параметров, входящих в выражение (12.41), мало влияет на эффективность пылеулавливания.

Очевидно, это не совсем так. Форма циклона незримо присутствует во всех формулах, предложенных для расчета $d_{кр}$ или в виде геометрических параметров циклона, или как, например, в выражении (12.41) в виде коэффициента $\zeta_ц$, определяющего величину $\Delta p_ц$. По-видимому, коэффициент $\zeta_ц$ и может служить параметром, определяющим влияние формы циклона на его эффективность.

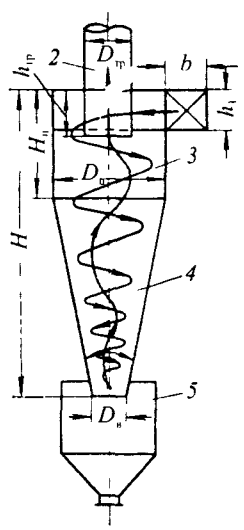


Рис. 12.23. Схема работы циклона:
1 — входной патрубок; *2* — выхлопная труба; *3* — цилиндрическая камера; *4* — коническая камера; *5* — пылеосадительная камера

Практически всегда для процесса улавливания пыли в циклоне характерен автомодельный режим движения газового потока, т.е. режим вырождения критерия $Re_г$. Исключение составляет работа аппарата с малыми скоростями газов или чрезмерное уменьшение диаметра циклона при сохранении постоянства всех прочих параметров [122]. Поэтому коэффициент гидравлического сопротивления циклона $\zeta_ц$ не зависит от критерия $Re_г$ и считается величиной постоянной для данной конструкции аппарата. Это позволяет выразить критериальную зависимость характеризующую эффективность улавливания пыли в циклоне, в виде

$$\eta_\omega = f(\mathrm{Stk}_\omega; \mathrm{Fr}; \zeta_ц) = f\left(\frac{d_ч^2 \rho_ч v_г}{18\mu_г l}; \frac{v_г^2}{gl}; \zeta_ц\right) \tag{12.43}$$

где $v_г$ — скорость газов в аппарате, м/с; l — линейный параметр аппарата, м.

Значение $v_г$ может быть условно отнесено к любому сечению аппарата, характеризующемуся линейным параметром l. Например, если скорость газов отнести к наибольшему сечению в плане циклона, то в качестве линейного параметра следует принять диаметр аппарата $D_ц$.

Выражение (12.43) указывает на возможность, при прочих равных параметрах работы циклона, влиять на его эффективность с помощью величины $\zeta_ц$, т. е. используя конструктивные соотношения аппарата.

Этот вывод был подтвержден целым рядом исследований [122, 123], которые показали, что в автомодельном режиме эффективность циклонов различного типа зависит от коэффициента гидравлического сопротивления и тем больше, чем выше значение $\zeta_ц$*[1].

Этот вывод не следует распространять на все существующие типы циклонных аппаратов, учитывая разнообразие их конструктивных решений. Получение же подобной зависимости для определенной группы циклонов, близких по конструкции, позволяет выбрать наиболее эффективный вариант конструкции или разграничить область применения (циклоны высокоэффективные с большим значением $\zeta_ц$ и циклоны высокопроизводительные с небольшим значением $\zeta_ц$).

На основании сравнения различных теоретических методов расчета η с экспериментальными данными, приведенными в работе [124], был сделан вывод, что наилучшие результаты дает метод, предложенный Лайтом и Лифом [125].

Согласно этому методу эффективность очистки циклонного аппарата рассчитывается по формуле

$$\eta = 1 - \exp[-2(C\psi)^{1/(2\pi+2)}] \tag{12.44}$$

где C — является функцией только геометрических параметров циклона.

Величина C определяется из выражения

$$C = \frac{\pi D_ц^2}{ab}\left\{2\left[1-\left(\frac{D_{тр}}{D_ц}\right)^2\right]\left(\frac{h_{тр}}{D_ц}-\frac{h_1}{2D_ц}\right)+\frac{1}{3}\left(\frac{h_{тр}+l-H_ц}{D_ц}\right)\left[1+\frac{D'_к}{D_ц}+\left(\frac{D'_к}{D_ц}\right)^2\right]+\frac{H_ц}{D_ц}-\left(\frac{D_{тр}}{D_ц}\right)^2\cdot\frac{1}{D_ц}-\frac{h_{тр}}{D_ц}\right\} \tag{12.45}$$

где

$$\frac{1}{D_ц} = 2{,}3\frac{D_{тр}}{D_ц}\left(\frac{D_ц^2}{h_1 b}\right)^{1/3} \tag{12.46}$$

*[1] Имеется в виду увеличение $\zeta_ц$ за счет более интенсивного вихря в циклоне, а не за счет дополнительных местных сопротивлений.

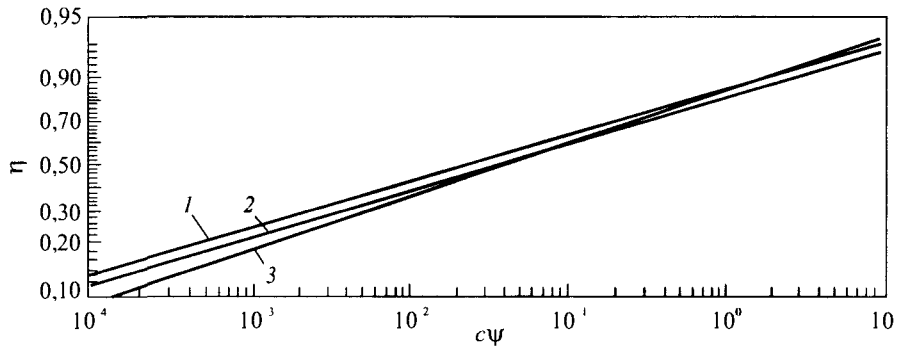


Рис. 12.24. Зависимость эффективности очистки газов в циклоне от произведения параметров $C\psi$: *1* — $n = 0{,}7$; *2* — $n = 0{,}6$; *3* — $n = 0{,}5$

$$\frac{D'_к}{D_ц} = \frac{D_ц - (D_ц - D_в)[(h_{тр} + l - H_ц)/(H - H_ц)]}{D_ц} \qquad (12.47)$$

В формуле (12.47) значение l характеризует наибольшее удаление вихря в нижнюю часть циклона по отношению к выхлопной трубе, а $D_к'$ — диаметр конической части циклона в этой точке (м)

Величина ψ в уравнении (12.44) есть не что иное, как модифицированный инерционный параметр, характеризующий состояние пылегазовой смеси:

$$\psi = \frac{d_ч^2 \rho_ч v'_г}{18\mu_г D_ц}(n+1) \qquad (12.48)$$

Значение n может быть найдено [126] по формуле

$$n = 1 - (1 - 0{,}0165_ц^{0,14})\left(\frac{T_г}{283}\right)^{0,3} \qquad (12.49)$$

где $T_г$ — абсолютная температура газов, К.

При расчете эффективности циклона по описанному выше методу можно воспользоваться графиком, приведенным на рис. 12.24, позволяющим определять η по найденным расчетным путем значениям C, ψ и n.

12.3.11. БАТАРЕЙНЫЕ ЦИКЛОНЫ

Батарейные циклоны — объединенные в одном корпусе циклонные элементы с внутренним диаметром не более 250 мм. Существует два типа батарейных циклонов. В циклонах первого типа вращательное движение пылегазовому потоку придается с помощью закручивающих устройств типа "винта" или "розетки"; устанавливают их в кольцевом пространстве между стенкой цилиндрической части каждого циклонного элемента и его выхлопной трубой. Благодаря такой компоновке размеры батарейных циклонов (в плане) меньше, чем группы обычных циклонов при той же производительности. В целом такие батарейные циклоны позволяют очищать с равной эффективностью бóльшие, чем в случае одиночных циклонов, объемы газа, но при этом они более металлоемки и менее надежны (особенно при высокой концентрации пыли и при пыли, склонной к слипанию). В этом отношении лучше батарейные циклоны другого типа: с улиточным или спиральным подводом газа к элементам.

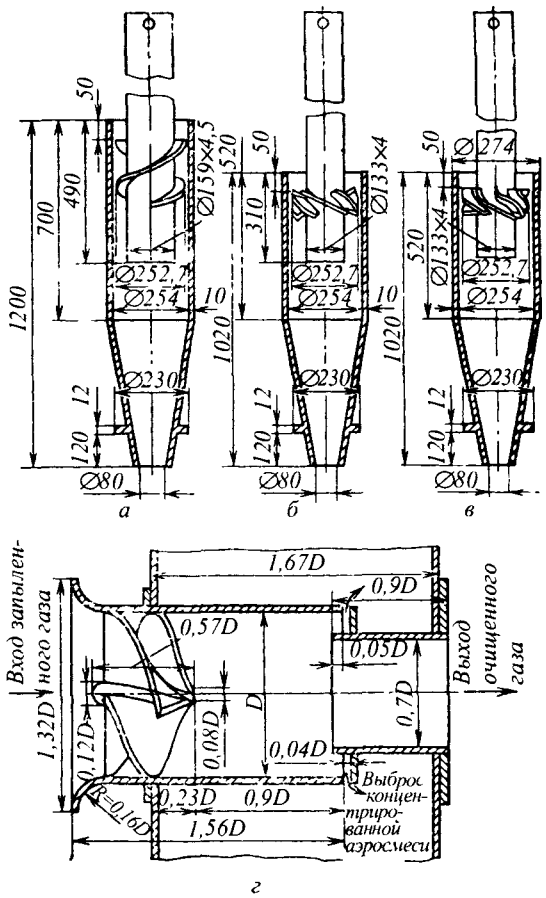


Рис. 12.25. Элементы батарейных циклонов:
а — с направляющим аппаратом типа "винт"; *б* — с направляющим аппаратом типа "розетка"; *в* — с направляющим аппаратом типа "розетка" с безударным входом; *г* — циклонный элемент прямоточного батарейного циклона (ЦКТИ)

Наиболее распространенные конструкции циклонных элементов показаны на рис. 12.25. Направляющий аппарат типа "винт" состоит из двух винтовых лопаток, наклоненных под углом $\alpha = 25°$. Он менее подвержен забиванию пылью, чем аппарат типа "розетка", состоящий из восьми лопаток, наклоненных под углом 25 или 30°. При использовании аппарата типа "розетка" с безударным входом гидравлическое сопротивление элемента при той же степени очистки снижается.

Гидравлическое сопротивление батарейных циклонов может быть рассчитано по уравнению (12.18) при следующих значениях коэффициентов гидравлического сопротивления $\zeta_ц$:

Тип элемента	$\zeta_ц$
"Розетка"	
$\alpha = 25°$	90
$\alpha = 30°$	65
с безударным входом, $\alpha = 25°$	65
Винт, $\alpha = 25°$	85
Прямоточный (ЦКТИ)	8,5

Обычно батарейные циклоны состоят из элементов диаметром 100, 150 и 250 мм. Применение элементов малого диаметра приводит к возрастанию их числа в аппарате, что увеличивает опасность вредных перетоков газов между элементами. Поэтому чаще всего применяют элементы диаметром 250 мм.

Оптимальная скорость газов в элементе лежит в пределах от 3,5 до 4,75 м/с, а для прямоточных циклонных элементов — от 11 до 13 м/с.

Ниже приводятся параметры, необходимые для расчета эффективности элементов батарейных циклонов по формулам (12.31), (12.32):

	"Винт" $\alpha = 25°$	"Розетка", $\alpha = 25°$	"Розетка", $\alpha = 30°$	Прямоточный (ЦКТИ)
d_{50}, мкм	4,50	3,85	5,0	4,0
σ_η	0,46	0,46	0,46	0,525

Данные для всех элементов, кроме прямоточного, получены при $D_ц = 250$ мм; $v_{гц} = 4{,}5$ м/с; $\mu_г = 23{,}7 \cdot 10^{-6}$ Па·с; $\rho_ч = 2200$ кг/м^3; данные для прямоточного элемента получены при $D_ц = 250$ мм; $v_г = 12$ м/с; $\mu_г = 18{,}8 \cdot 10^{-6}$ Па·с; $\rho_ч = 2200$ кг/м^3.

12.3.12. БАТАРЕЙНЫЕ ЦИКЛОНЫ БЦ-2 (рис. 12.26)

Эти циклоны в зависимости от типоразмера имеют от 20 до 56 цельнолитых циклонных элементов, внутренний диаметр цилиндрической части которых равен 254 мм; элементы снабжены профилированными направляющими аппаратами типа "розетка" с углом наклона $\alpha = 25°$.

Каждый аппарат имеет две параллельно работающие секции. При пониженных нагрузках одну из секций можно отключить шибером. В каждой секции на крышках установлены предохранительные клапаны во избежание повреждения аппарата при взрывах или хлопках в процессе очистки взрывоопасных пылегазовых смесей.

Условное обозначение типоразмера циклона: БЦ — батарейный циклон; 2 — число секций; следующая цифра — число рядов по глубине; цифра в скобках — число циклонных элементов в каждой из двух секций (по ширине). Пример: БЦ = 2-4×(3+2) — батарейный циклон, число рядов элементов по глубине — 4, число элементов по ширине в первой секции — 3, во второй — 2.

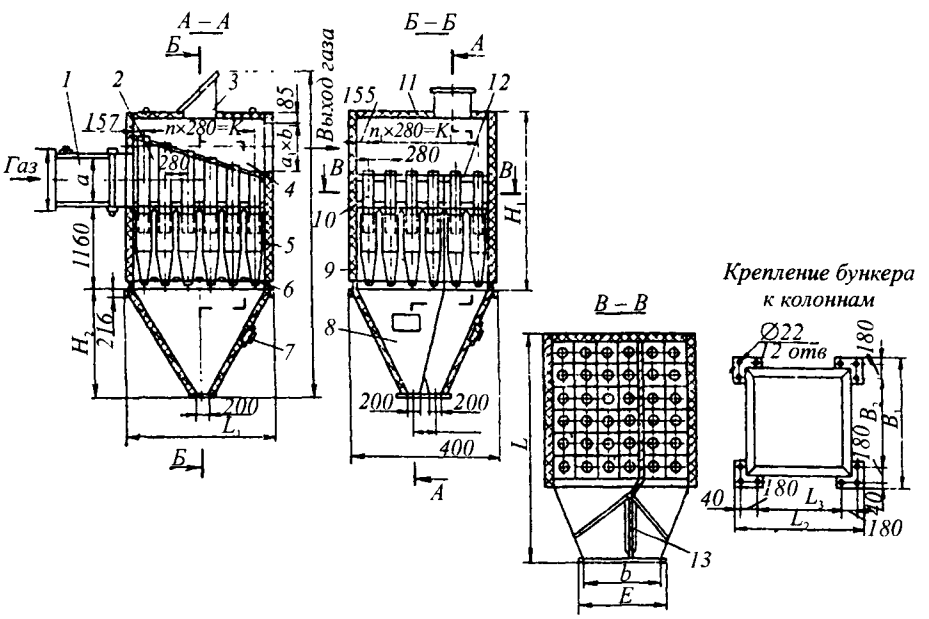


Рис. 12.26. Основные размеры батарейного циклона БЦ-2:
1 — подводящий патрубок; *2* — газораспределительная камера; *3* — предохранительный клапан; *4* — камера очищенного газа; *5* — циклонный элемент; *6* — нижняя решетка; *7* — люк; *8* — бункер; *9* — корпус; *10* — выхлопная труба; *11* — крышка; *12* — верхняя решетка; *13* — шибер

Техническая характеристика батарейных циклонов типа БЦ-2

Допустимая запыленность газа, г/м³:
- слабослипающаяся пыль 75
- среднеслипающаяся пыль 35

Температура очищаемого газа, °С 400
Максимальное разрежение, кПа 15
Коэффициент гидравлического сопротивления 65
Степень улавливания (для золы с d_m = 20 мкм), % не менее 85

Техническая характеристика типоразмерного ряда батарейных циклонов типа БЦ-2 дана в табл. 12.12. Основные размеры (мм) циклонов типа БЦ-2 даны на рис. 12.26 и в табл. 12.13.

Таблица 12.12

Техническая характеристика типоразмерного ряда батарейных циклонов типа БЦ-2

Типоразмер циклона	Суммарная площадь сечения цилиндрической части циклонных элементов, м²	Расход газа, м³/ч, при перепаде давления Δp, Па		Масса, кг
		450	600	
БЦ-2-4×(3+2)	1,012	15000	17400	3530
БЦ-2-5×(3+2)	1,265	18900	21800	4140
БЦ-2-5 ×(4+2)	1,518	22600	26100	4850
БЦ-2-6×(4+2)	1,822	27200	31400	5600
БЦ-2-6×(4+3)	2,125	33160	36600	6360
БЦ-2-7×(5+3)	2,834	42200	49000	7950

Таблица 12.13

Основные размеры батарейных циклонов БЦ-2 (см. рис. 12.26)

Типоразмер циклона	L	L_1	L_2	L_3	B	B_1	B_2	H	H_1	H_2
БЦ-2-4×(3+2)	2120	1330	1530	1090	1610	1810	1370	3990	2070	1400
БЦ-2-5×(3+2)	2400	1610	1810	1370	1610	1810	1370	4090	2170	1400
БЦ-2-5×(4+2)	2600	1610	2090	1370	1890	1810	1650	4090	2170	1400
БЦ-2-6×(4+2)	2880	1890	2090	1650	1890	2090	1650	4190	2270	1400
БЦ-2-6×(4+3)	2980	1890	2090	1650	2170	2370	1930	4390	2270	1600
БЦ-2-7×(5+3)	3260	2170	2270	1930	2450	2650	2210	4490	2370	1600

Продолжение табл. 12.13

Типоразмер циклона	K	K_1	E	F	a	b	$a_1 \times b_1$	n	n_1
БЦ-2-4×(3+2)	840	1120	906	556	600	800	600×1440	3	4
БЦ-2-5×(3+2)	1120	1120	906	706	600	800	600×1440	4	4
БЦ-2-5×(4+2)	1120	1400	1106	656	600	800	600×1720	4	5
БЦ-2-6×(4+3)	1400	1400	1106	806	600	800	600×1720	5	5
БЦ-2-6×(4+3)	1400	1680	1206	806	800	1100	800×2000	5	6
БЦ-2-7×(5+3)	1680	1960	1406	906	800	1100	800×2280	6	7

12.3. БАТАРЕЙНЫЕ ЦИКЛОНЫ ПБЦ

Особенность этих аппаратов — наклонное расположение циклонных элементов в корпусе и отделение наиболее грубой части пыли еще до входа в циклонные элементы (для сбора этой пыли имеется отдельный бункер). Уловленная пыль выгружается из бункеров через лопастные затворы.

В зависимости от типоразмера циклоны типа ПБЦ имеют от 24 до 140 сварных циклонных элементов с полуулиточным входом газа; внутренний диаметр цилиндрической части 231 мм. Элементы размещены на решетке вертикальными рядами под углом 45° к горизонту.

На коллекторах очищенного газа и крышках аппаратов установлены предохранительные клапаны, допускающие работу в условиях внезапного повышения избыточного давления.

Материал, из которого изготовлены циклоны, — низколегированная (корпус и бункер) и углеродистая сталь (циклонные элементы).

Таблица 12.14

Техническая характеристика типоразмерного ряда батарейных циклонов типа ПБЦ

Типоразмер циклона	Суммарная площадь сечения цилиндрической части циклонных элементов, $м^2$	Число циклонных элементов	Число предохранительных клапанов	Производительность, тыс. $м^3/ч$	Масса, кг
ПБЦ-15	1,003	24	1	12–15	4000
ПБЦ-25	1,505	36	2	25–30	5000
ПБЦ-35	2,006	48	2	35–40	6100
ПБЦ-50	3,845	92	4	50–60	12500
ПБЦ-75	4,849	116	4	75–85	13300
ПБЦ-100	5,852	140	4	100–125	15300

Таблица 12.15

Основные размеры батарейных циклонов ПБЦ (см. рис. 12.27, 12.28, 12.29)

Типоразмер циклона	H	H_1	H_2	H_3	H_4	L	L_1	L_2	B	B_1	B_2
ПБЦ-15	5270	2090	1755	515	—	—	—	—	—	—	—
ПБЦ-25	5760	2585	2215	665	—	—	—	—	—	—	—
ПБЦ-35	6400	3260	2850	815	—	—	—	—	—	—	—
ПБЦ-50	6550	2880	2700	820	3130	1150	1200	2110	3130	1325	2380
ПБЦ-75	7260	3420	2580	950	3738	1225	1225	2130	3246	1355	2400
ПБЦ-100	7735	3870	2580	1015	4240	1220	1230	2130	3446	1405	2400

Продолжение табл. 12.15

Типоразмер циклона	a	a_1	b	b_1	t	t_1	t_2	t_3	n	n_1	n_2	n_3	n_4	n_5
ПБЦ-15	240	340	1430	520	150	160	140	150	24	2	10	4	3	28
ПБЦ-25	310	340	1870	820	150	130	140	150	32	3	13	6	3	36
ПБЦ-35	400	340	2020	1120	150	120	140	150	36	4	14	8	3	44
ПБЦ-50	400	340	2300	1090	140	120	141	130	42	4	17	9	3	48
ПБЦ-75	500	400	2300	1320	140	116	161	140	44	5	17	10	3	56
ПБЦ-100	600	500	2300	1400	140	136	145	148	44	5	17	10	4	56

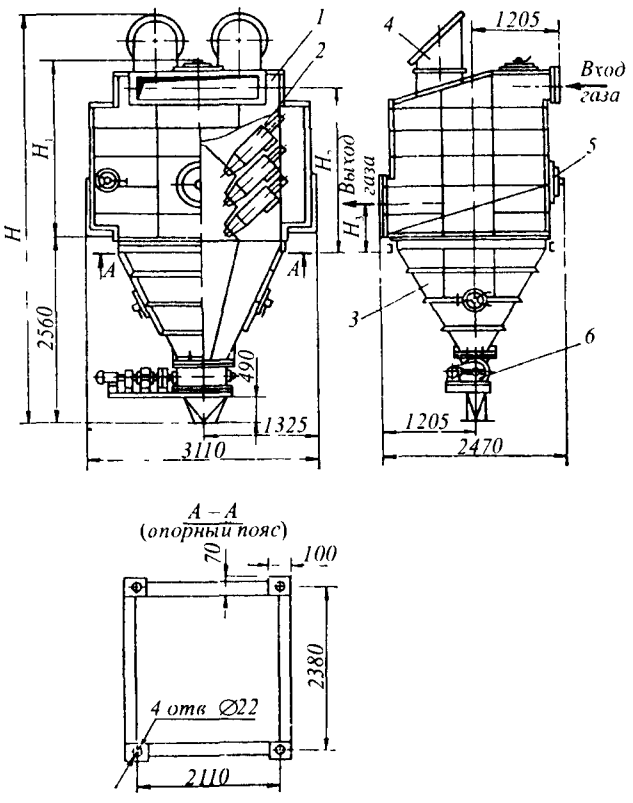


Рис. 12.27. Батарейные циклоны ПБЦ-15, ПБЦ-25, ПБЦ-35: *1* — корпус; *2* — циклонный элемент; *3* — бункер; *4* — предохранительный клапан; 5 — люк; *6* — лопастной затвор

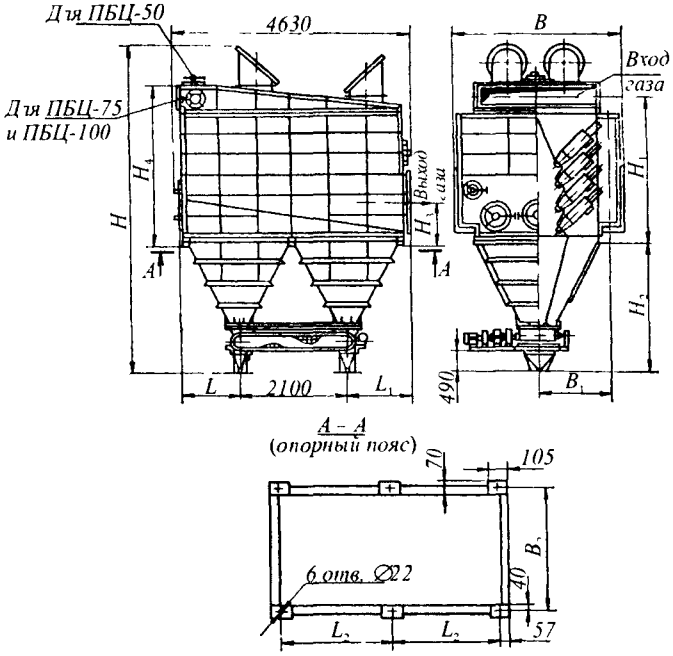


Рис. 12.28. Батарейные циклоны ПБЦ-50, ПБЦ-75, ПБЦ-100

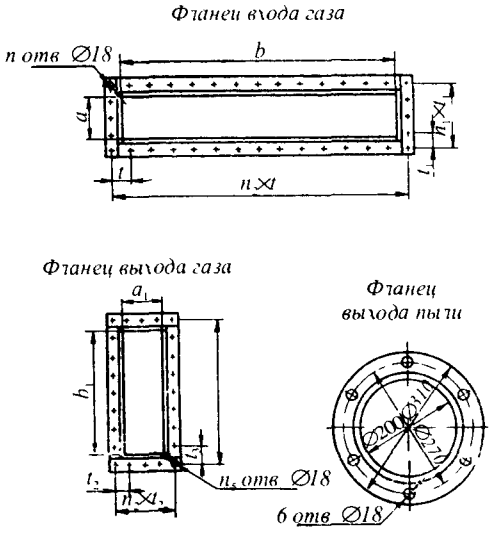


Рис. 12.29. Присоединительные фланцы циклонов типа ПБЦ

Условное обозначение типоразмера циклона: ПБЦ — пылеуловитель батарейный циклонный; цифра после букв — производительность, тыс. м³/ч. Аппараты изготовляют в соответствии с ТУ 12-44-21-038–75.

Техническая характеристика батарейных циклонов типа ПБЦ

Допустимая запыленность газа, г/м³	75
Расчетное давление, кПа	40
Коэффициент гидравлического сопротивления	120
Степень улавливания (для угольной пыли с d_m = 30 мкм и плотностью 1,4·10³ кг/м³), %	>95

Характеристика типоразмерного ряда циклонов ПБЦ дана в табл. 12.14.

Размеры (мм) батарейных циклонов типа ПБЦ указаны на рис. 12.27–12.29 и в табл. 12.14 и 12.15.

12.3.14. БАТАРЕЙНЫЕ ЦИКЛОНЫ ЦБ-254Р

Эти аппараты предназначены для очистки невзрывоопасных газов от невзрывоопасных и не сильно слипающихся пылей. В зависимости от типоразмера аппараты типа ЦБ-254Р имеют от 25 до 80 циклонных элементов с внутренним диаметром цилиндрической части 254 мм, оснащенных направляющим аппаратом типа "розетка" с профилированными лопатками, имеющими угол наклона $\alpha = 25°$.

Циклоны — односекционные, но при необходимости очистки большого объема газов в установке может быть использовано несколько секций.

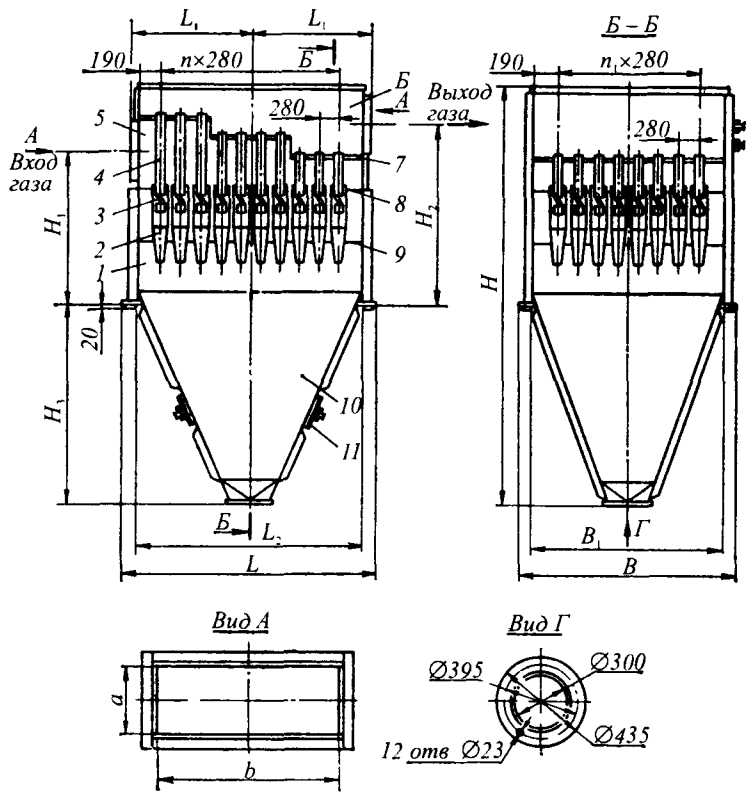


Рис. 12.30. Батарейный циклон типа ЦБ-254Р·

1 — корпус; *2* — циклонный элемент; *3* — розетка циклонного элемента; *4* — выхлопная труба циклонного элемента; *5* —камера запыленного газа; *6* —камера очищенного газа; *7* — верхняя решетка; *8* — средняя решетка; *9* — нижняя решетка; *10* — бункер; *11*— люк

Таблица 12.16

Техническая характеристика типоразмерного ряда батарейных циклонов типа ЦБ-254Р

Типоразмер циклона	Расход газа ($м^3$/ч) при $v_ц$ = 4,5 м/с	Масса, т
ЦБ-254Р-25	20580	3,63
ЦБ-254Р-30	24630	4,17
ЦБ-254Р-40	32900	5,21
ЦБ-254Р-50	41100	6,576
ЦБ-254Р-60	49350	7,7
ЦБ-254Р-80	65750	10,0

Таблица 12.17

Основные размеры батарейных циклонов ЦБ-254Р (см. рис. 12.30)

Типоразмер циклона	L	L_1	L_2	B	B_1	H	H_1	H_2	H_3	a	b	n	n_1
ЦБ-254Р-25	1816	830	1600	2075	1600	4542	1750	2300	1700	380	1130	4	4
ЦБ-254Р-30	1816	830	1600	2355	1880	4542	1800	2300	1700	380	1380	4	4
ЦБ-254Р-40	1816	830	1600	2915	2440	4542	1750	2300	1700	380	1980	4	7
ЦБ-254Р-50	3220	1580	3000	2075	1600	5342	1900	2350	2250	780	1130	9	4
ЦБ-254Р-60	3220	1580	3000	2355	1880	5342	1900	2350	2250	780	1380	9	5
ЦБ-254Р-80	3220	1580	3000	2915	2440	5342	1900	2350	2250	780	1980	9	7

Циклоны изготовляют в соответствии с ОСТ 26-14-2002–77 и ОСТ 26-14-2003–77. Материал для изготовления циклонов: корпуса циклонных элементов — серый чугун; выхлопные трубы, решетки и корпус — углеродистая сталь.

Условное обозначение типоразмера циклона: ЦБ — циклон батарейный; 254 — внутренний диаметр цилиндрической части циклонных элементов, мм; Р — направляющий аппарат типа "розетка"; цифра после тире — число циклонных элементов.

Техническая характеристика циклона ЦБ-254Р

Допустимая запыленность, г/$м^3$:
- неслипающиеся и слабослипающиеся пыли 400
- среднеслипающиеся пыли 100

Температура очищаемого газа, °С ..... ≤400

Расчетное разрежение в корпусе, кПа 10

Коэффициент гидравлического сопротивления 70

Степень улавливания (для пыли с d_m = 20 мкм плотностью $2{,}7 \cdot 10^3$ кг/$м^3$) при динамической вязкости газа $18{,}1 \cdot 10^{-2}$ Па·с и скорости газа 4,5 м/с), % 85

Техническая характеристика типоразмерного ряда циклонов типа ЦБ-254Р приведена в табл. 12.16, вид батарейного циклона — на рис. 12.30, а основные размеры — в табл. 12.17.

12.3.15. БАТАРЕЙНЫЕ ЦИКЛОНЫ ЦБР-150У

Особенность циклонов данного типа — применение циклонных элементов с улиточным подводом, имеющих внутренний диаметр цилиндрической части 150 мм, а также отсос части пылегазового потока (около 8 %) из камеры сброса пыли для ликвидации перетоков между циклонными элементами через их пылевыпускные отверстия. Отсасываемый поток очищается в одиночном или

групповом циклоне типа ЦН-15 и дымососом возвращается на вход циклона ЦБР-150У (работа с рециркуляцией).

Для очистки различных количеств газа циклоны изготовляют с различным числом унифицированных верхних, средних и нижних секций (40 элементов в каждой). Общее количество циклонных элементов в аппарате — от 240 до 1600.

Корпус аппарата изготовляют на месте монтажа по чертежам, разрабатываемым индивидуально для каждого объекта. Циклон и дымосос системы рециркуляции выбирают из серийно выпускаемых (заказывают по спецификации проекта установки ЦБР-150У).

Материал для изготовления секций циклонов: циклонные элементы — серый чугун; элементы жесткости и листы — углеродистая сталь.

Условное обозначение типоразмера циклона: ЦБР — циклон батарейный с рециркуляцией; 150 — диаметр цилиндрической части циклонных элементов, мм; У — улиточный подвод газа к циклонным элементам; следующая цифра — количество циклонных элементов.

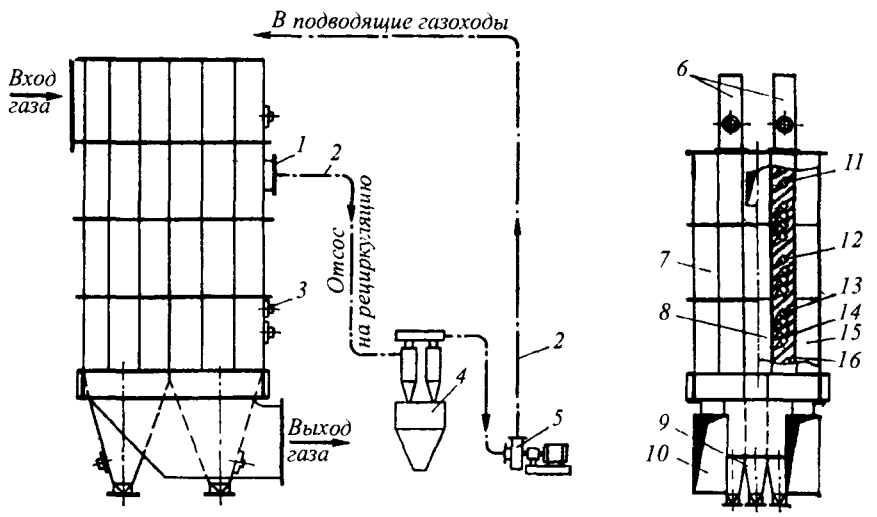


Рис. 12.31. Схема установки батарейных циклонов ЦБР-150У:
1 — патрубок отсоса на рециркуляцию; *2* — газоходы; *3* — люк; *4* — циклон системы рециркуляции; *5* — дымосос системы рециркуляции; *6* — раздающий короб; *7* — корпус батарейного циклона; *8* — пылеспускная камера; *9* — бункер; *10* — газоход чистого газа; *11* — верхняя секция; *12* —средняя секция; *13* —циклонный элемент; *14* —камера грязного газа; *15* — камера чистого газа; *16* — нижняя секция

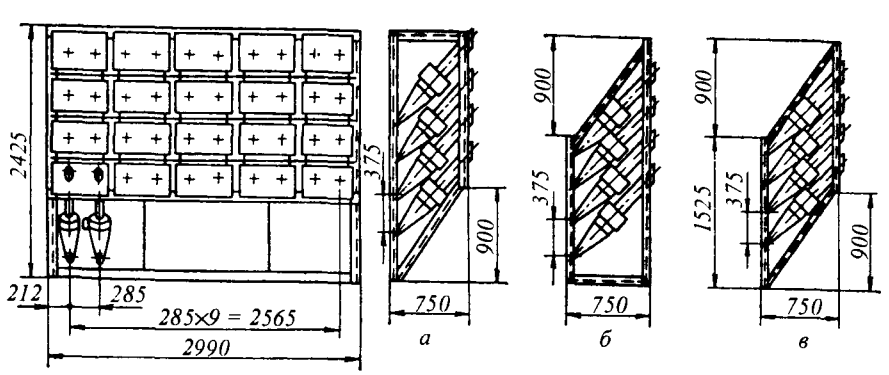


Рис. 12.32. Секции батарейных циклонов ЦБР-150У:
а — верхняя; *б* — нижняя; *в* — средняя

Таблица 12.18

Техническая характеристика типоразмерного ряда батарейных циклонов типа ЦБР-150У

Типоразмер циклона	Производительность (при t = 135 °С), тыс.м^3/ч	Число циклонных элементов	Число секций	Число циклонов ЦН-15 в системе рециркуляции	Диаметр циклона рециркуляции, мм	Тип дымососа рециркуляции	Ориентировочная масса (включая корпус), т
ЦБР-150У-240	70	240	6	4	400	ДН-9	28
ЦБР-150У-320	95	320	8	4	500	ДН-9	33
ЦБР-150У-400	120	400	10	4	500	ДН-12,5	38
ЦБР-150У-480	140	480	12	6	500	ДН-12,5	45
ЦБР-150У-640	190	640	16	8	500	ДН-12,5	63
ЦБР-150У-800	240	800	20	2	1000	ДН-12,5	75
ЦБР-150У-1280	385	1280	32	4	1000	ДН-19	120
ЦБР-150У-1600	480	1600	40	4	1000	ДН-19	140

Техническая характеристика циклона типа ЦБР-150У

Допустимая запыленность, г/м^3 100
Температура очищаемого газа, °С 400
Рабочее разрежение в корпусе аппарата, кПа (кгс/м^2) 2,5–5 (250–500)
Коэффициент гидравлического сопротивления 95
Степень улавливания пыли (золы) в зависимости
от фракционного состава, % 93–96

Схема установки батарейных циклонов типа ЦБР-150У показана на рис. 12.31, а вид секций этих аппаратов — на рис. 12.32. Техническая характеристика типоразмерного ряда циклонов типа ЦБР-150У приведена в табл. 12.18.

В комплект поставки циклонов входят нижние, средние и верхние секции, люки. Корпус аппарата, циклоны рециркуляции и дымососы рециркуляции в комплект поставки циклонов ЦБР-150У не входят.

12.3.16. РАСЧЕТ БАТАРЕЙНЫХ ЦИКЛОНОВ

При расчете батарейных циклонов в целом необходимы те же исходные данные, что и при расчете обычных циклонов.

Заданные величины: D — принятый диаметр циклонного элемента, м; t — температура очищаемого газа, °С; $v_ц$ — скорость в циклонном элемента, м/с; $V_р$ — объемный расход очищаемого газа, м^3/с;

Искомые величины: n — число циклонных элементов; Δp — гидравлическое сопротивление батарейного циклона, Па; η — степень улавливания пыли в установке, %.

Диаметр циклонных элементов принимают в зависимости от запыленности очищаемого газа: чем больше запыленность, тем больший диаметр элемента.

Для слабослипающихся пылей можно использовать батарейные циклоны с закручивающими направляющими аппаратами типа "винт" или "розетка". Соответствующие рекомендации института НИИОгаза приведены ниже:

Диаметр элемента, мм	100	150	250
Допустимая запыленность (г/м^3) при направляющем аппарате типа:			
"винт"	25	50	100
"розетка"	15	35	75

Для слипающихся пылей рекомендуется использовать батарейные циклоны с тангенциальным (спиральным) подводом газа к элементам.

Таблица 12.19

Параметры, определяющие эффективность элементов батарейных циклонов

Элемент			d_{50}, мкм	$\lg \sigma_\eta$
тип	α, град	D, мм		
Винт	25	250	4,5	0,46
Розетка	25	250	3,85	0,46
»	30	250	5,0	0,46
»	25	150	3,38	0,46
»	25	100	3,0	0,46

В общем случае наиболее целесообразно применять циклонные элементы диаметром 250 мм.

Расчет батарейных циклонов при выбранном диаметре элементов проводят в следующей последовательности:

1. Определяют расход очищаемого газа через один элемент $V_0 = v_ц \pi D^2/4$. В соответствии с рекомендациями института НИИОгаз оптимальной считают скорость газа в элементе $v_ц = 3{,}5 \div 4{,}75$ м/с.
2. Рассчитывают число циклонных элементов в установке $n = V_р/V_0$.
3. Определяют гидравлическое сопротивление батарейного циклона $\Delta p = \zeta \rho_г v_ц^2/2$.
4. По зависимостям, приведенным выше для одиночных циклонов определяют степень улавливания пыли в элементе батарейного циклона. Необходимые для этих расчетов значения параметров d_{50} и $\lg \sigma_\eta$ приведены в табл. 12.19 (для элементов, имеющих закручивающие устройства).

Степень улавливания установки батарейных циклонов обычно на 20–25 % ниже, чем отдельных элементов. Это связано с наличием перетоков между элементами, вызванных разницей в величине их аэродинамического сопротивления.

При установке циклонов необходимо учитывать начальную концентрацию пыли в газах. Допускаемая запыленность газов для циклонов зависит от диаметра циклона и для слабослипающихся пылей может составлять [111, с. 79]:

Диаметр циклона, мм	800	600	500	400	300	200	100
Допускаемая концентрация частиц, кг/м³	2,5	2,0	1,5	1,2	1,0	0,8	0,6

В циклонах при определении допускаемой концентрации частиц пыли следует учитывать склонность прилипания пыли к стенкам циклона, зависящую от физико-химических свойств газов и пыли, дисперсности частиц, влажности газов, материала и состояния поверхности стенок циклона.

Для обеспечения надежной работы циклонов при очистке газов от среднеслипающихся пылей допустимая концентрация частиц в газах должна быть уменьшена в 4 раза, а при очистке газов от слипающихся пылей — в 8–10 раз. Эффективность циклонов при улавливании слипающихся пылей в 1,5–2,0 раза выше расчетной [120].

Длительная надежная работа циклонов в значительной степени зависит от интенсивности абразивного износа. При улавливании крупной абразивной пыли допустимая концентрация ее в очищаемых газах должна снижаться в 2–3 раза.

В мультициклонах допускаемая запыленность газов при очистке газов от слабослипающихся пылей может быть определена по приведенным ниже данным [127, с. 201]:

Диаметр элемента, мм	100	150	250
Допускаемая концентрация частиц при различных типах завихрителя, г/м³			
“винт”	25	50	100
“розетка”	15	35	75

Для неслипающихся пылей допускаемая концентрация частиц может быть в 2–3 раза больше величин, приведенных выше. Для среднеслипающихся пылей допускаемая концентрация частиц должна быть в 2 раза меньше приведенных величин. Для очистки газов от сильнослипающихся пылей применение мультициклонов не рекомендуется.

При больших начальных концентрациях пыли с учетом возможности турбулентной коагуляции (см. гл. 6) циклоны иногда устанавливают последовательно, причем в некоторых случаях число последовательно установленных циклонов достигает четырех [128, с. 18–26].

При отсутствии коагуляции эффективность второго по ходу газов циклона ниже, чем первого, так как в него попадает более мелкая пыль.

Следует всегда иметь в виду, что гидравлическое сопротивление двух циклонов в 2 раза выше, чем одного, и поэтому применять последовательную установку аппаратов целесообразно только в том случае, когда этот прием обеспечивает значительный эффект.

12.4. ВИХРЕВЫЕ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛИ

Принцип действия вихревых аппаратов аналогичен принципу действия циклонов. И в том, и в другом случае выделение пыли из очищаемого пылегазового потока происходит под действием центробежных сил, возникающих при вращении потока в корпусе. Отличительные особенности вихревого аппарата состоят в том, что, во-первых, закручивание основного потока осуществляется с помощью лопаточного завихрителя, а, во-вторых, уже закрученный газ подвергается дополнительному закручиванию с помощью вторичного газового потока.

Существуют две основные разновидности вихревых аппаратов: соплового и лопаточного типа. В аппаратах соплового типа (рис. 12.33, *а*) пылегазовый поток, закрученный лопаточным завихрителем, двигаясь вверх, подвергается воздействию тангенциально направленных струй вторичного потока, дополнительно закручивающих его в ту же сторону. Под действием центробежных сил части-

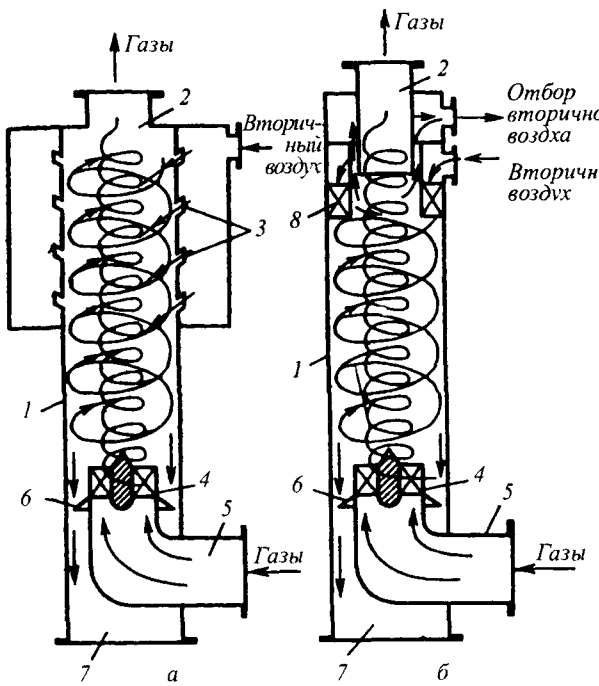


Рис. 12.33. Вихревые пылеуловители:
а — соплового типа; *б* — лопаточного типа. *1* — камера; *2* — выходной патрубок; *3* — сопла; *4*— лопаточный завихритель типа "розетка"; *5* — входной патрубок; *6* — подпорная шайба; *7* — пылевой бункер; *8* — кольцевой лопаточный завихритель

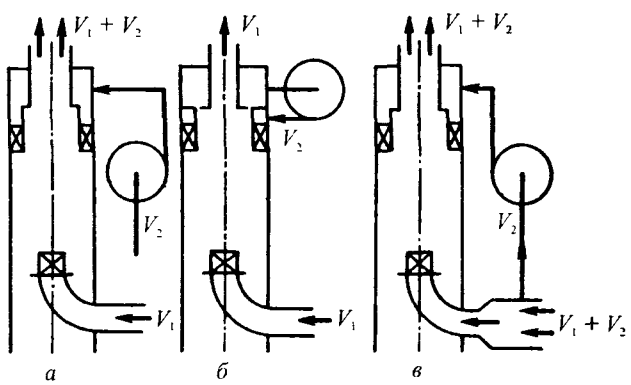


Рис. 12.34. Варианты подвода вторичного газа к вихревым пылеуловителям:
а — подвод внешнего воздуха; *б* — подвод очищенного газа; *в* — подвод запыленного газа

цы пыли отбрасываются на стенку, откуда под действием сил вторичного потока, направленного вниз, спускаются в бункер. Вторичный газ в ходе спирального обтекания основного потока внедряется в него и вместе с ним удаляется из аппарата. Сопла струй вторичного потока устанавливают не менее чем в четыре ряда под углом 30–40° к горизонту при отношении диаметра завихрителя к диаметру аппарата 0,8–0,9. Вихревой аппарат лопаточного типа (рис. 12.33) отличается тем, что вторичный газ из расположенной сверху камеры подается в аппарат кольцевым направляющим аппаратом с наклонными лопатками.

В качестве вторичного газа в вихревых пылеуловителях могут быть использованы атмосферный воздух, периферийная часть потока очищенных газов и запыленный газ (рис. 12.34). Расход вторичного газа должен составлять 30–40 % от первичного. Давление вторичного воздуха 5–6 кПа.

Использование атмосферного воздуха экономически невыгодно, так как при этом значительно увеличиваются общий расход газа и тем самым энергозатраты на дымосос, что может быть оправдано только при необходимости охлаждения запыленного газа. Наиболее экономически выгодным является использование в качестве вторичного газа запыленного газа. В этом случае производительность аппарата при тех же его размерах повышается на 40–65 % при небольшом снижении эффективности очистки. При использовании в качестве вторичного газа периферийной части основного потока увеличения производительности аппарата не будет, но вторичный поток станет получистым, что должно оказать благоприятное влияние на эффективность очистки.

За рубежом вихревые пылеуловители выпускаются производительностью от 300 до 30000 м^3/ч. Как и у циклонов, эффективность вихревых аппаратов с увеличением диаметра снижается. Поэтому с целью уменьшения диаметра вихревые аппараты иногда компонуют в группы. Известны и батарейные компоновки, состоящие из отдельных элементов диаметром 40 мм. В отечественной промышленности вихревые аппараты широкого распространения не получили.

Критический (минимальный) диаметр частиц, м, полностью улавливаемых в вихревом пылеуловителе, $d_{кр}$ может быть рассчитан по формуле

$$d_{кр} = \sqrt{18\mu V_г \ln(D_{ап}/D_{тр})/[(\omega^2\rho_ч - \rho_г)H]}, \qquad (12.50)$$

где $V_г$ — скорость газа в свободном сечении аппарата (обычно 3–5 м/с); H — высота сепарационного объема, м; $D_{ап}$ и $D_{тр}$ — диаметры аппарата и подводящей трубы; $\rho_ч$ и $\rho_г$ — плотности частиц пыли и газа, кг/м^3; μ — вязкость газа, Па·с; ω — угловая скорость вращения, с$^{-1}$.

Для ориентировочной оценки эффективности можно пользоваться следующими данными:

Размер частиц, мкм	2,5	5,0	10,0
Эффективность улавливания, %	92,0	95,0	98,5

Затраты энергии $K_ч$ (кДж) на очистку 1000 м^3 газа в вихревом пылеуловителе составляют

$$K_ч = [(V_1 + V_2)\Delta p_{ап} + \Delta p_2 V_2]/V_1, \qquad (12.51)$$

где V_1 и V_2 — объемные расходы очищаемого газа и вторичного дутья, м^3/с; $\Delta p_{ап}$ — гидравлическое сопротивление аппарата, Па; Δp_2 — давление вторичного воздуха, Па.

Достоинствами вихревых пылеуловителей по сравнению с циклонами являются более высокая эффективность улавливания мелкодисперсных пылей, меньший абразивный износ внутренних поверхностей аппарата, возможность очистки газов более высокой температуры вследствие разбавления их холодным вторичным воздухом, а также возможность регулирования процесса сепарации путем изменения количества и давления вторичного газа. К недостаткам вихревых пылеуловителей можно отнести: наличие дополнительного дутьевого устройства, увеличение общего объема газов при использовании в качестве вторичного газа атмосферного воздуха, большую сложность аппарата в изготовлении и эксплуатации. Вследствие сложности процессов, протекающих в вихревых пылеуловителях, метод инженерного расчета их пока не разработан.

12.5. РОТАЦИОННЫЕ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛИ

При работе вентилятора на запыленном потоке газа вследствие действия центробежных, а иногда кориолисовых сил происходит сепарация частиц пыли из газового потока. В обычных вентиляторах в дальнейшем эта пыль снова диспергируется в потоке газа. Однако при соответствующем устройстве кожуха и рабочего колеса вентилятора можно достичь улавливания этой пыли.

Вентиляторы-пылеуловители с отводом пыли из кожуха

При работе вентилятора за счет центробежных сил частицы пыли отбрасываются к стенке спиралеобразного кожуха и одновременно движутся по ней в направлении выхлопного отверстия. Через специальное пылеприемное отверстие в кожухе пыль с небольшим количеством газа отводится в циклон, откуда очищенный газ снова поступает в газовый поток. В вентиляторе-пылеуловителе конструкции ТБИОТ – ММК (рис. 12.35, *а*) на некотором участке кожух делают двойным причем внутреннюю его часть перфорируют. Через отверстия перфорации пыль выводится за пределы вентилятора и собирается в образованном стенками пространстве. Такой пылеуловитель может быть изготовлен из серийного вентилятора путем его переделки. Для повышения эффективности предусмотрено непрерывное смачивание лопаток колеса вентилятора водой.

Ротоклон Д

За рубежом получил значительное распространение этот тип пылеуловителя производительностью до 60 000 м^3/ч.

Особенностью пылеуловителя типа "Ротоклон Д" (рис. 12.35, *б*) является вогнутая форма диска и передней стенки, что увеличивает время пребывания газа в криволинейном канале. Узкие концы лопаток удлинены и выходят за пределы диска. Частицы пыли под действием центробежных и кориолисовых сил скользят по стенкам межлопаточного канала и через кольцевой зазор проходят с частью воздуха в пылевую полость кожуха, откуда поступают в бункер, в котором происходит разделение пыли и газа.

Вентиляторные пылеуловители относятся к аппаратам грубой и полутонкой очистки газа. Они характеризуются большой компактностью, так как вентилятор и пылеуловитель совмещены в одном агрегате. Расход энергии 0,30–0,35 кВт·ч на 1000 м^3 газа.

Вследствие затруднений при эксплуатации (повышенный износ, засорение, разбалансировка) в отечественной металлургии вентиляторные пылеуловители не получили широкого распространения; кое-где их можно встретить в системах промышленной вентиляции.

Дымосос-пылеуловитель

Дымосос-пылеуловитель, близкий по своим показателям к вентиляторам типа ЦП7-40, совмещает функции создания тяги и пылеулавливания. Для этого он снабжен контуром рециркуляции, кото-

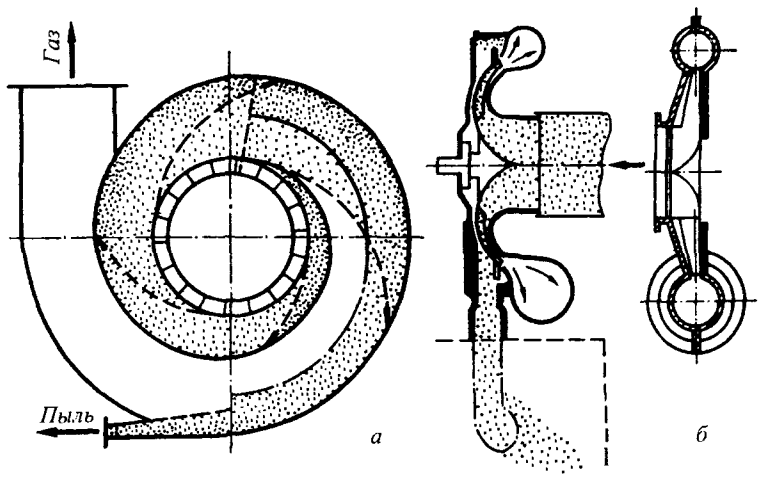


Рис. 12.35. Ротационные пылеуловители: *а* — вентилятор-пылеуловитель; *б* — ротоклон Д

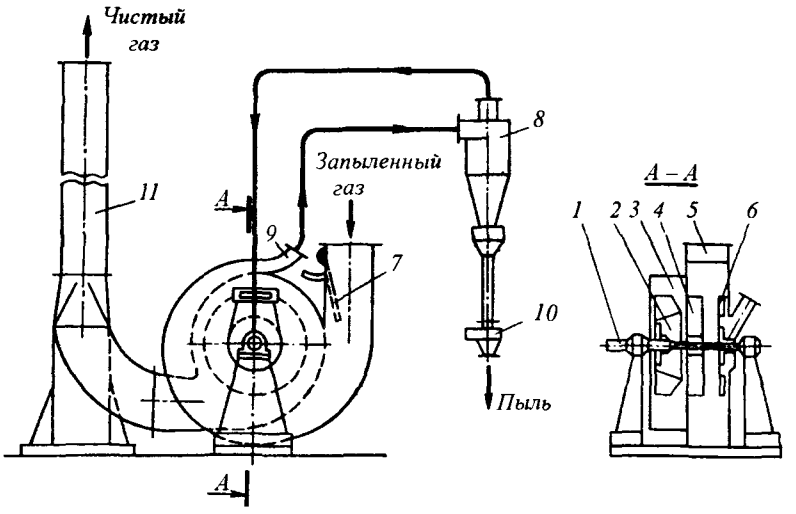


Рис. 12.36. Схема дымососа-пылеуловителя:
1 — приводной вал; *2* — рабочее колесо; 3 — улитка чистого газа; *4* — патрубок; *5* — входная улитка; *6* — дополнительная крыльчатка; *7* — регулирующая заслонка; *8* — циклон; *9* — патрубок; *10* — пылевой затвор; *11* — выхлопная труба

рый включает циклон типа ЦН-15 (рис. 12.36) и дополнительную небольшую крыльчатку, размещенную в улитке вентилятора. Запыленный поток газа, входя в улитку, приобретает криволинейное движение, вследствие чего частицы пыли отбрасываются к периферии и вместе с небольшим количеством газа (10–15 %) отводятся для окончательной сепарации в выносной циклон. Очищенный газ возвращается в центральную часть улитки, где смешивается с остальным газом и через направляющий аппарат вентилятора поступает на рабочее колесо и далее в выходной патрубок.

Дымососы-пылеуловители созданы на основании серийных дымососов и характеризуются параметрами, приведенными в табл. 12.20.

Проведенные испытания показали, что кривые парциальных степеней очистки подчиняются нормально логарифмическому распределению и могут быть построены по следующим параметрам:

ДП-8 ..... $d_{50}^{т} = 5{,}5$ мкм; $\lg\sigma_{\eta}^{т} = 0{,}375$;

ПД-12 ..... $d_{50}^{т} = 6{,}2$ мкм; $\lg\sigma_{\eta}^{т} = 0{,}420$;

при $\omega_{т} = 20$ м/с; $\rho_{чт} = 1800$ кг/м^3; $\mu_{т} = 26 \cdot 10^{-6}$ Па·с.

Преимущества дымососов-пылеуловителей — компактность, малая металлоемкость, сравнительно небольшие энергозатраты, совмещение двух аппаратов в одном; недостатки — повышенный абразивный износ, возможность образования отложений и нарушения баланса ротора, проскок мелких частиц (диаметром менее 10 мкм), сложность в изготовлении.

Таблица 12.20

Технические характеристики дымососов-пылеуловителей

Параметры	Тип дымососа			
	ДП-8	ДП-10	ДП-12М	ДП-15
Диаметр рабочего колеса, мм	800	1000	1200	1500
Производительность, тыс. м^3/ч	8–10	14–20	20–30	40–60
Полное давление (при $t = 20$ °С), кПа	1,65–1,4	2,5–2,1	3,0–2,5	4,0–3,0
Допустимая запыленность, г/м^3	50	50	50	50
Диаметр циклона (типа ЦН-15у), мм	300	450	700	800
Сопротивление циклона, Па	800	800	1000	1000

Примечание. Для дымососов всех типов общими являются число оборотов вала $n = 980$ об/мин и допустимая температура газа $t = 400$ °С.

Глава13.
АППАРАТЫ МОКРОЙ ОЧИСТКИ ГАЗОВ

В основе мокрого пылеулавливания лежит контакт запыленного газового потока с жидкостью, которая захватывает взвешенные частицы и уносит их из аппарата виде шлама. Метод мокрой очистки газов от пыли достаточно прост и в то же время эффективен. Достоинства мокрых пылеуловителей:

• сравнительно небольшая стоимость изготовления;

• высокая эффективность улавливания взвешенных частиц, например, скрубберы Вентури могут быть применены для очистки газов от частиц меньше 1 мкм;

• возможность использования при высокой температуре и повышенной влажности газов, а также в случае опасности самовозгорания или взрыва очищаемых газов или улавливаемой пыли;

• возможность одновременного осуществления очистки газов от взвешенных частиц (пылеулавливание), извлечения газообразных примесей (абсорбция) и охлаждения газов (контактный теплообмен).

Недостатки метода мокрого обеспыливания:

• улавливаемый продукт выделяется в виде шлама, что связано с необходимостью обработки сточных вод и, следовательно, с удорожанием процесса очистки;

• в случае очистки агрессивных газов аппаратуру и коммуникации необходимо изготавливать из антикоррозионных материалов или применять антикоррозионные покрытия.

В качестве орошающей жидкости в мокрых пылеуловителях чаще всего применяют воду; при совместном решении вопросов пылеулавливания и химической очистки газов выбор орошающей жидкости (абсорбента) обусловливается процессом абсорбции. Основные физические параметры воды приведены в табл. 13.1.

В целях уменьшения количества отработанной жидкости при работе мокрых пылеуловителей применяют замкнутую систему орошения.

Наиболее принятая в технической литературе классификация мокрых пылеуловителей основывается на способе действия и обычно включает следующие группы:

1) полые скрубберы;
2) насадочные скрубберы;
3) тарельчатые скрубберы (пенные аппараты);
4) скрубберы с подвижной насадкой;
5) скрубберы ударно-инерционного действия (ротоклоны);
6) центробежные скрубберы;
7) механические (динамические) скрубберы;
8) скоростные скрубберы (скрубберы Вентури);
9) эжекторные скрубберы.

Таблица 13.1

Физические параметры воды

[плотность $\rho_ж = 1000$ кг/м^3, удельная массовая теплоемкость $c_ж = 4{,}187$ кДж/(кг·К)]

t, °С	$\mu_ж \cdot 10^6$, Па·с	$\nu_ж \cdot 10^6$, м^2/с	$\sigma \cdot 10^3$, Н/м	t, °С	$\mu_ж \cdot 10^6$, Па·с	$\nu_ж \cdot 10^6$, м^2/с	$\sigma \cdot 10^3$, Н/м
0	1785	1,79	75,7	50	548	0,556	67,9
10	1300	1,3	74,2	60	470	0,479	66,2
20	1000	1,0	72,5	70	405	0,415	64,4
30	800	0,805	71,2	80	355	0,366	62,6
40	646	0,659	69,6	90	314	0,326	60,7

Помимо перечисленных, к мокрым пылеуловителям в какой-то степени могут быть отнесены также мокрые электрофильтры, орошаемые волокнистые фильтры и аппараты конденсационного действия. Однако с учетом преимущественного принципа улавливания взвешенных частиц первые из них рассматриваются в гл. 15, а орошаемые волокнистые фильтры — в гл. 14. Что касается аппаратов конденсационного действия, то они до настоящего времени не получили широкого применения в промышленности

Иногда мокрые пылеуловители подразделяют по затратам энергии, т. е. на низко-, средне- и высоконапорные. К низконапорным аппаратам относят пылеуловители, гидравлическое сопротивление которых не превышает 1500 Па. В эту группу входят форсуночные скрубберы, насадочные скрубберы, центробежные скрубберы и др. К средненапорным мокрым пылеуловителям с гидравлическим сопротивлением от 1500 до 3000 Па относят некоторые динамические скрубберы, скрубберы ударно-инерционного действия, эжекторные скрубберы. Группа высоконапорных скрубберов с гидравлическим сопротивлением больше 3000 Па включает в основном скрубберы Вентури и дезинтеграторы.

В теоретическом (и практическом плане) более целесообразно представляется классификация аппаратов мокрой очистки по механизму улавливания частиц пыли, а именно на:

а) аппараты с осаждением частиц на каплях жидкости;

б) аппараты с осаждением частиц на пленку жидкости.

Теоретические основы осаждения частиц аэрозоля на препятствии рассмотрены ранее в части I справочника (в частности в главе 4). Для уяснения принципов работы аппаратов мокрой газоочистки здесь важно вспомнить два обстоятельства:

а) эффективность работы аппарата определяется значением коэффициентом захвата частицы аэрозоля $\eta_з$ каплей или пленкой жидкости;

б) коэффициентом захвата зависит от диаметра капли, толщины пленки и свойств жидкости.

13.1. ПОЛЫЕ ФОРСУНОЧНЫЕ СКРУББЕРЫ

Принцип этих устройств газоочистки (рис. 13.1) ясен из вышеизложенного материала. Полые форсуночные скрубберы представляют собой колонны круглого или прямоугольного сечения, в которых осуществляется контакт между газами и каплями жидкости, распыливаемой форсунками. По направлению движения газов и жидкости полые скрубберы делятся на противоточные, прямоточные и с поперечным подводом жидкости. При мокром обеспыливании обычно применяют аппараты с противонаправленным движением газов и жидкости и реже — с поперечным подводом жидкости. Прямоточные полые скрубберы широко используются при охлаждении газов.

В противоточном скруббере капли из форсунок падают навстречу запыленному потоку газов. Они должны быть достаточно большими, чтобы не быть унесенными газовым потоком, скорость которого обычно составляет от 0,6 до 1,2 м/с. При более высоких скоростях газов после него необходима установка каплеуловителя. Форсунки устанавливают в аппарате в одном или нескольких сечениях: иногда рядами (до 14–16 в сечении), иногда только по оси аппарата.

Факел распыла форсунок может быть направлен вертикально сверху вниз или под некоторым углом к горизонтальной плоскости. При расположении форсунок в несколько ярусов возможна комбинированная установка распылителей: часть факелов направлена по ходу газов, другая часть — в противоположном направлении. Для лучшего распределения газов по се-

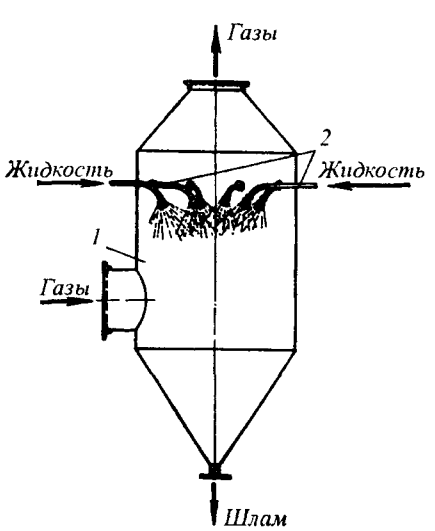


Рис. 13.1. Полые форсуночные скрубберы

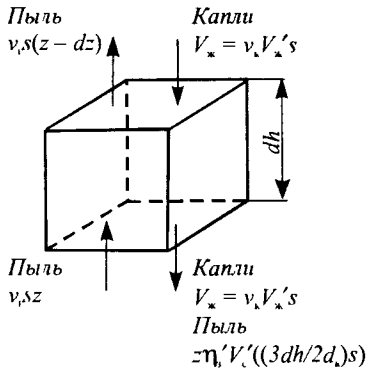


Рис. 13.2. К распределению материальных потоков в противоточном скруббере

чению аппарата в нижней части скруббера устанавливают газораспределительную решетку.

Рассмотрим работу противоточного скруббера [129], выделив в нем элементарный объем (рис. 13.2). Высота элементарного объема равна dh, а площадь его поперечного сечения — s. Общее количество газов, проходящих через элементарный объем в единицу времени $V_г$ (м³/с), может быть определено по формуле.

$$V_г = v_г s,$$

Количество жидкости, "задерживаемое" в этом объеме, обозначим через $V_ж'$. Очевидно, величина $V_ж'$ соответствует объемному расходу всех капель жидкости, содержащихся в элементарном объеме, и можно записать следующее равенство:

$$V_ж = v_к V_ж' s$$

где $V_ж$ — объемный расход жидкости, м³/с; $v_к$ — скорость капель относительно стенок аппарата, м/с.

Если эффективность захвата каплями частиц определенного диаметра обозначить через $\eta_з$, то общее количество пыли, осевшей на каплях при контакте запыленных газов с жидкостью в элементарном объеме $m_ч$ (кг/с), составит

$$m_ч = z\eta_з v_c V_ж' \frac{\pi d_к^2}{4} \cdot \frac{6}{\pi d_к^3} dhs = z\eta_з v_c V_ж' \frac{3}{2d_к} dhs \qquad (13.3)$$

где z — концентрация частиц на входе в элементарный объем, кг/м³; v_c — скорость осаждения частиц, м/с ($v_c = v_г + v_к$):

Произведение $V_ж' \frac{\pi d_к^2}{4} \cdot \frac{6}{\pi d_к^3} dhs$ в выражении (13.3) характеризует поперечное сечение капель размером $d_к$, "задерживаемых" в элементарном объеме.

Обозначим концентрацию частиц в газах на выходе из элементарного объема через $(z - dz)$. Тогда уравнение материального баланса для частиц примет следующий вид:

$$zv_г s - v_г s(z - dz) - z\eta_з v_c V_ж' \frac{3}{2d_к} dhs = 0. \qquad (13.4)$$

Откуда получим

$$\frac{dz}{z} = \frac{3}{2} \cdot \frac{\eta_з V_ж' v_c dh}{d_к v_г}. \qquad (13.5)$$

После подстановки в уравнение (13.5) величин $V_г$ и $V_ж$ и интегрирования получим

$$\ln \frac{z''}{z'} = \frac{3V_ж v_c \eta_з H}{2V_г d_к v_к}, \qquad (13.6)$$

где z', z'' — начальная и конечная концентрации частиц пыли в газах, кг/м^3; H — общая высота зоны контакта газов с жидкостью, м.

Потенцируя, находим

$$\eta_{пр} = 1 - \exp\left(-\frac{3V_ж \eta_з v_c H}{2V_г d_к v_к}\right), \tag{13.7}$$

где $\eta_{пр}$ — степень очистки газов в противоточном аппарате.

В скруббере с поперечным орошением жидкость вводится под прямым углом к направлению газового потока. Материальный баланс для частиц пыли в элементарном объеме при поперечном орошении газов представлен на рис. 13.3.

Капли орошающей жидкости равномерно распределены по длине аппарата x и падают с высоты h со скоростью v_c. В этом случае объем всех капель, содержащихся в элементарном объеме, может быть определен по формуле

$$V'_ж = \frac{V_ж}{v_c bdh}, \tag{13.8}$$

а объемный расход газов по формуле

$$V_г = v_c\, h\, b. \tag{13.9}$$

Поскольку для частиц размером $d_ч > 0{,}1$ мкм основным механизмом осаждения в полом скруббере является инерционный, величина $\eta_з$ есть не что иное, как η_{Stk} для случая инерционного осаждения на сфере (капле). Поэтому величина $\eta_з$ может быть определена с помощью формул записанных ранее, или на основании данных, приведенных на рис. 13.4.

В случае модели аппарата с поперечным орошением по аналогии с вышеизложенными выкладками получим уравнение материального баланса по пыли для элементарного объема.

$$zv_г b - v_г hb(z - dz) - v_c hV'_ж \eta_з \frac{3}{2d_к} zbdx = 0 \tag{13.10}$$

где первое слагаемое характеризует скорость пылевого потока на входе, второе — скорость пылевого потока на выходе, а третье — скорость отвода уловленной пыли с каплями.

Проинтегрировав выражение (13.10) и произведя соответствующие преобразования, получим

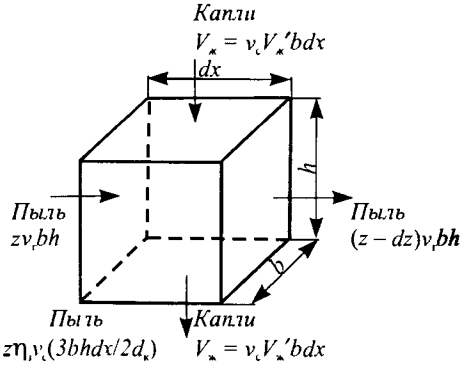


Рис. 13.3. К распределению материальных потоков в полом скруббере при поперечном орошении

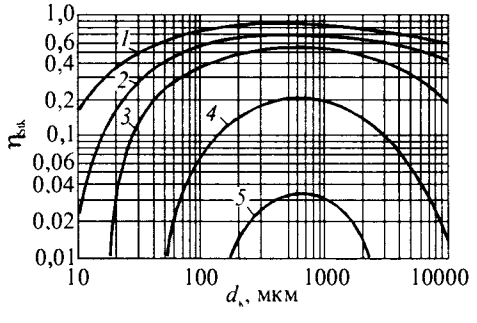


Рис. 13.4. Влияние размера капель на инерционное осаждение частиц пыли в полых скрубберах при различных диаметрах частиц (мкм):
1 — 10; *2* — 7, *3* — 5; *4* — 3; *5* — 2

$$\ln\frac{z''}{z'} = \frac{3V_{ж}h\eta_{з}}{2V_{г}d_{к}}, \tag{13.11}$$

и эффективность аппарата при поперечном орошении $\eta_{поп}$ может быть выражена равенством

$$\eta_{поп} = 1 - \exp\left(-\frac{3V_{ж}h\eta_{з}}{2V_{г}d_{к}}\right). \tag{13.12}$$

Из уравнения (13.12) следует, что эффективность аппарата при перечном орошении увеличивается с ростом высоты падения капель h.

Единственным отличием уравнений (13.6) и (13.12) является отсутствие в уравнении (13.12) отношения скоростей $v_c/v_к$, что объясняется равенством этих скоростей при поперечном орошении газов.

Это, конечно, только грубое приближение к реальной картине процесса. Заметим, однако, что она весьма отлична от современного уровня проектирования пылеочистной аппаратуры. Именно по причине неполноты учета физики процесса взаимодействия аэрозолей с окружающей средой, эффективность работы реальных (запроектированных) аппаратов всегда ниже проектного значения. Такой подход имеет значительную ценность, поскольку он выявляет основные факторы, способствующие повышению эффективности работы аппарата.

Эти соотношения позволяют наметить мероприятия, направленные на повышение эффективности использования пыле очистной аппаратуры.

Как следует из выражения (13.7), эффективность очистки в скруббере возрастает с уменьшением размера капель и с увеличением разности скоростей между каплями и газами. Поскольку эти условия как бы исключают друг друга, необходимо придерживаться определенного оптимального режима. Согласно расчетам [130], максимальная эффективность при инерционном осаждении частиц пыли на каплях, падающих под действием силы тяжести через неподвижный воздух (вне зависимости от размера частиц), наблюдается при $d_к$ = 0,8 мм (рис. 13.4). Капли такого размера могут быть получены при помощи обычных центробежных форсунок грубого распыла (работающих под давлением $3\cdot10^5$–$4\cdot10^5$ Па). При работе на таких форсунках можно использовать оборотную воду, содержащую взвеси.

Гидравлическое сопротивление полого скруббера весьма незначительно: при отсутствии каплеуловителя и газораспределителя оно обычно не превышает 250 Па. Полые форсуночные скрубберы обеспечивают высокую степень очистки только при улавливании частиц размером $d_ч > 10$ мкм и малоэффективны при улавливании частиц размером $d_ч < 5$ мкм. В качестве иллюстрации этого на рис. 13.5 приведены зависимости величины d_{50a} при удельном орошении 1 л/м³ газов и скорости газов 0,6 м/с от высоты активной зоны скрубберов двух различных типов, построенные на основании уравнений (13.7) и (13.12).

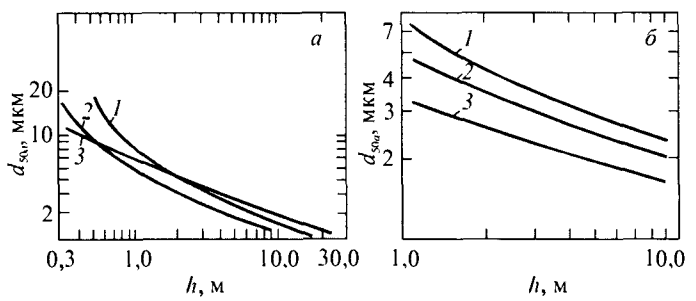


Рис. 13.5. Зависимость величины d_{50a} от высоты активной зоны форсуночного скруббера при $V_ж/V_г$=1 л/м³ и $v_г$=0,6 м/с (*а* — противоточное орошение; *б* — поперечное орошение): *1* — $d_к$ = 1000 мкм; *2* — $d_к$ = 500 мкм; *3* — $d_к$ = 200 мкм

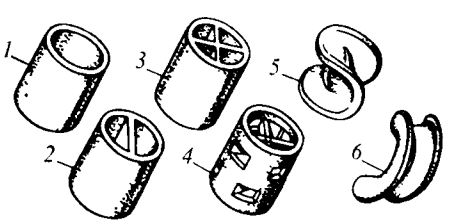


Рис. 13.6. Типы насадок:
1 — кольца Рашига; *2* — кольца с перегородкой; *3* — кольца с крестообразной перегородкой; *4*— кольца Палля; *5* — седла Берля; *6* — седла Инталокс

Для улавливания частиц размером $d_ч < 5$ мкм используются насадочные скрубберы с различными типами насадок (рис. 13.6), однако их характеристики будут рассмотрены позже.

Уже рассмотренный материал свидетельствует о том, что эффективность работы полых форсуночных скрубберов во многом зависит от таких вспомогательных процессов, как распыление воды и дробление капель.

13.1.1. ВХОДНЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПОЛЫХ ФОРСУНОЧНЫХ СКРУББЕРОВ

– МЕХАНИЧЕСКИЕ ФОРСУНКИ

Механические форсунки имеют достаточно большой диапазон изменения угла конусности струи — от 8 до 180°. Наименьший угол конусности — у струйной форсунки с одиночным отверстием.

Механические форсунки различаются по характеру заполнения факела. При одинаковой для большинства форсунок конической форме факел, в зависимости от типа форсунки, может быть либо полным, с кольцевым распределением капель в секущей плоскости (рис. 13.7, *а*), либо полностью заполненным с распределением капель по кругу (рис. 13.7, *б*). Иногда применяют форсунки с плоским или веерным факелом (рис. 13.7, *в*).

Равномерность заполнения факела распыла зависит от типа форсунки. Максимальную равномерность распределения жидкости по сечению обеспечивают центробежно-струйные форсунки. У струйных форсунок плотность орошения резко убывает от оси факела к его периферии. Центробежные форсунки образуют факел, сечение которого представляет собой довольно тонкое кольцо.

Форсунки с полым факелом. К этому типу относится большинство центробежных форсунок (рис. 13.8). В этих форсунках жидкость подается в вихревую камеру либо через тангенциальные каналы (рис. 13.8, *а*), либо по центру через помещенную во входном канале спираль (рис. 13.8, *б*). Струя покидает форсунку в виде пологовращающегося конуса, который под действием центробежных сил распадается на отдельные капли.

Средний диаметр капель, образующихся при распыле жидкости центробежными форсунками, можно в первом приближении рассчитать по формуле

$$d_к / d_э = \mathrm{Re}_э^{0,59}, \qquad (13.13)$$

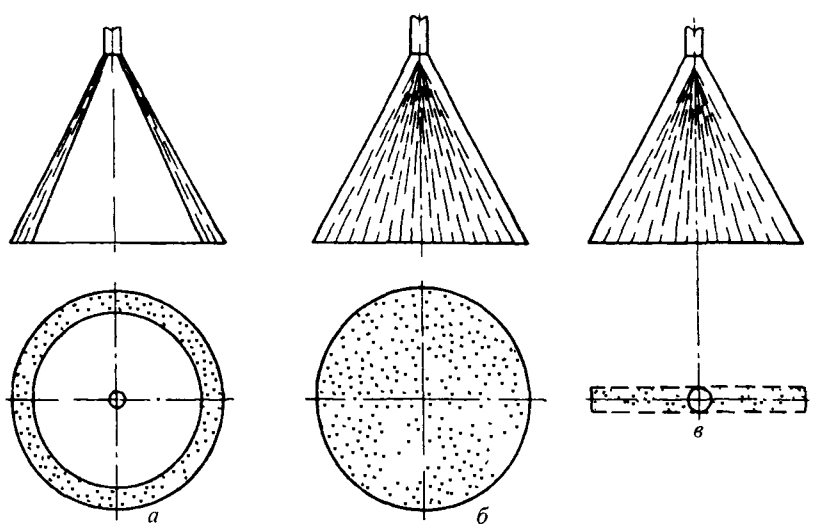


Рис. 13.7. Различные формы факела форсунок:
а — полый факел; *б* — заполненный факел; *в* — плоский факел

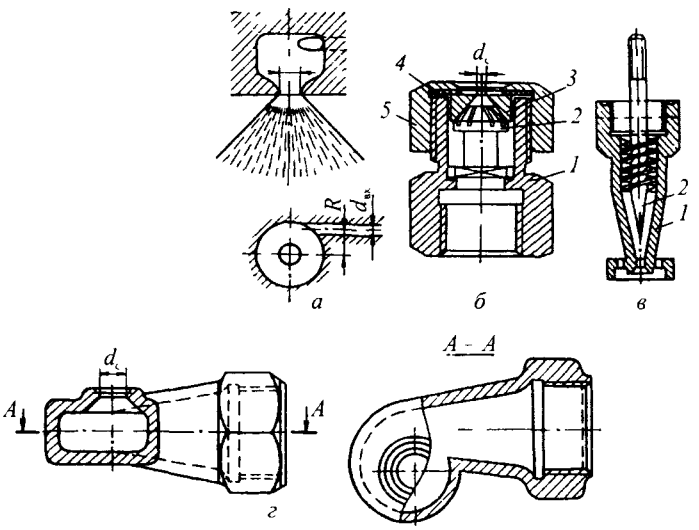


Рис. 13.8. Центробежные форсунки:
а — с тангенциальным подводом жидкости; *б* — Григорьева – Поляка; *в* — Кертинга; *г* — эвольвентная; *1* — корпус; *2* — завихритель (грибок); *3* — распыливатель; *4* — прокладка; *5* — накидная гайка

где $d_э$ — эквивалентный диаметр сопла, м; $Re_э = v_э d_э / \nu_ж$ — критерий Рейнольдса относительно условной скорости жидкости в сопле; $v_э = \sqrt{2p_ж / \rho_ж}$ — условная скорость жидкости в сопле, м/с; $p_ж$ — давление жидкости перед форсункой, Па.

Формула (13.13) действительна в интервале $2280 < Re_э < 18\,280$.

Она свидетельствует о том, что средний диаметр капель не зависит от конструкции форсунки. Исследования показали, что при $Re_э \geq 20000$ увеличение скорости истечения и уменьшение вязкости жидкости практически не приводит к улучшению качества распыливання. Отношения $d_к/d_э$ в этом случае может быть принято равным ~0,06, а улучшение качества распыливания возможно только за счет уменьшения площади сопла, т. е. уменьшения абсолютных размеров форсунки.

Достоинства центробежных форсунок — простота конструкции, возможность широкого регулирования расхода жидкости и угла распыла, высокая эксплуатационная надежность.

Форсунка Григорьева – Поляка (рис. 13.8, *б*). Применяется для небольших расходов жидкости. Состоит из корпуса *1*, в который вставляется грибок *2*. На корпусе грибка протачивают шесть или восемь винтовых канавок. Жидкость, проходя по этим каналам, завихряется и выбрасывается через сопло. Площадь сечения всех тангенциальных каналов должна быть в 2–2,4 раза больше площади выходного сопла.

Форсунки Кертинга (рис. 13.8, *в*). Эту форсунку также применяют для небольших расходов жидкости. Она состоит из корпуса и винтовой вставки. Перемещаясь по винтовым каналам, жидкость завихряется и распыляется через сопло, диаметр которого изменяется в пределах от 1 до 4 мм. Изменяя угол наклона винтовой линии и угол конусности наконечника, можно получать более короткий или более длинный факел.

На рис. 13.9 приведена зависимость производительности форсунок Григорьева – Поляка и Кертинга от давления.

Характеристики форсунок Григорьева – Поляка и Кертинга приведены в табл. 13.2.

Эвольвентная форсунка (см. рис. 13.8, *г*). Эвольвентные форсунки весьма просты по конструкции, в наименьшей степени подвержены засорению и поэтому получили наибольшее распространение в промышленности при необходимости обеспечения грубого распыла жидкости. Благодаря большому диаметру выходного отверстия (от 12 до 25 мм), форсунки отличаются высокой производительностью и надежностью работы на оборотной воде. Зависимости производительности эвольвентных форсунок, высоты факела $H_ф$ и диаметра факела $d_ф$ от давления приведены на рис. 13.10.

Форсунка со сплошным факелом распыла. Для получения сплошного конуса распыла используют центробежно-струйные форсунки, в которых помимо вращающейся струи создается и осевая струя (рис. 13.11). Равномерное распределение жидкости в факеле форсунок этого типа достигается при соблюдении правильного соотношения между массами вращающейся жидкости и жидкости, подаваемой в центральную струю. Обычно на осевую струю подается меньшая часть жидкости, которая при этом может подводиться автономно. При двойной подаче жидкости значительно увеличивается диаметр капель.

Форсунки ВТИ. Размер выходного отверстия форсунки является определяющим. В зависимости от него при конструировании форсунки принимают все остальные размеры (рис. 13.11, *а*). Диаметр

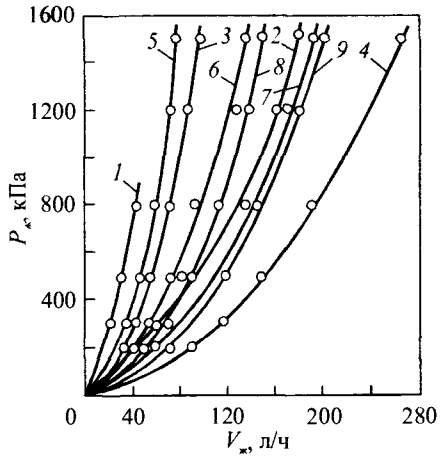


Рис. 13.9. Зависимость производительности форсунок от давления (цифры у кривой соответствует номеру форсунки, см. табл. 13.2)

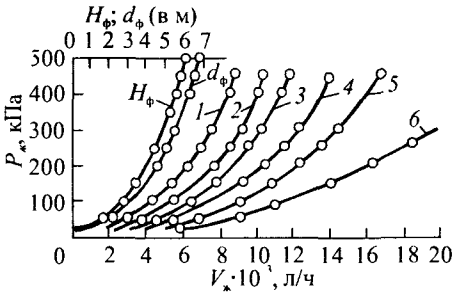


Рис. 13.10. Зависимость производительности и параметров факела распыла эвольвентных форсунок от давления при различных диаметрах сопла:
1 — 12 мм; *2* —15 мм; *3* — 16 мм; *4* — 18 мм; *5* — 20 мм; *6* — 25 мм

Таблица 13.2

Характеристика механических форсунок

Форсунка	Номер кривой на рис. 13.9	Варианты устройства	Диаметр выходного отверстия, мм	Угол факела, град	Длина факела, м	Характеристика распыла
Григорьева – Поляка	1	Грибок с 6 канавками сечением 0,8×0,5 мм	1	85–87	0,6–0,8	Очень мелкий
	2	То же	2	85–87	0,6–0,8	Мелкий
	3	Грибок с 6 канавками сечением 0,9×1,4 мм	1	55–80	0,6–1,0	Очень мелкий
	4	То же	2	55–80	0,6–1,0	Мелкий
	5	Грибок с 8 канавками сечением 0,7×1,4 мм	1	60–90	0,6–1,0	Очень мелкий
	6	То же	1,5	60–90	0,6–1,0	Мелкий
	7	»	2	60–90	0,6–1,0	»
Кертинга	8	—	1	55–90	1,3–1,8	Мелкий
	9	—	1,5	55–90	1,3–1,8	Мелкий и средний
	—	—	2	55–90	1,3–1,8	Средний
	—	—	3,5	55–90	1,3–1,8	»
	—	—	4	55–90	1,3–1,8	»

выходного сопла форсунки $d_с$ лежит в пределах от 3 до 8 мм. Давление воды перед форсункой должно составлять не менее 150 кПа. Максимальный диаметр зоны орошения одной форсунки не должен превышать 500 мм.

Форсунка с цилиндрическим вкладышем и горизонтальными каналами. Характерная особенности этой форсунки (рис. 13.11, *б*) — наличие во вкладыше трех тангенциально расположенных горизонтальных каналов, которые обеспечивают закрутку части потока жидкости и над которыми находится диафрагма с отверстием $d_в$. Соотношение $d_с/d_в$ = 1,3–1,5. На рис. 13.12 приводятся зависимости расхода жидкости от давления для форсунок с различными диаметрами сопла.

– ПЛОСКОФАКЕЛЬНАЯ ФОРСУНКА

Форсунка этого типа (рис. 13.13) широко применяется в газоочистных аппаратах (мокрые пластинчатые электрофильтры, щелевые трубы Вентури и др.). Ее достоинство — отсутствие ка-

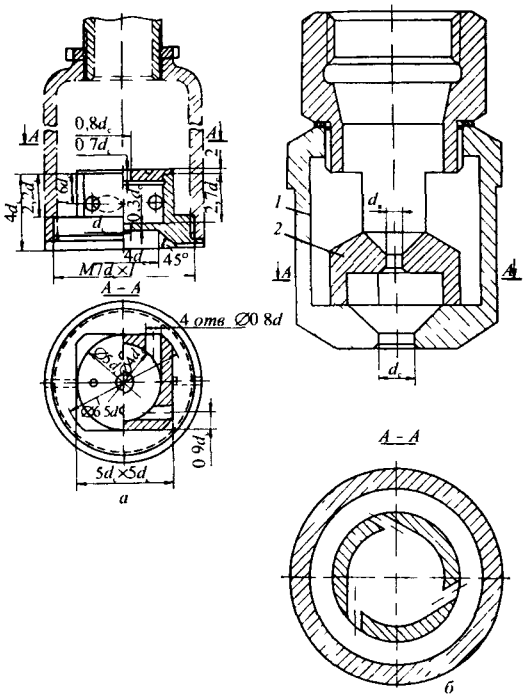


Рис. 13.11. Центробежно-струйные форсунки:
а — ВТИ; *б* — с цилиндрическим вкладышем и горизонтальными каналами; *1* — корпус; *2* — вкладыш

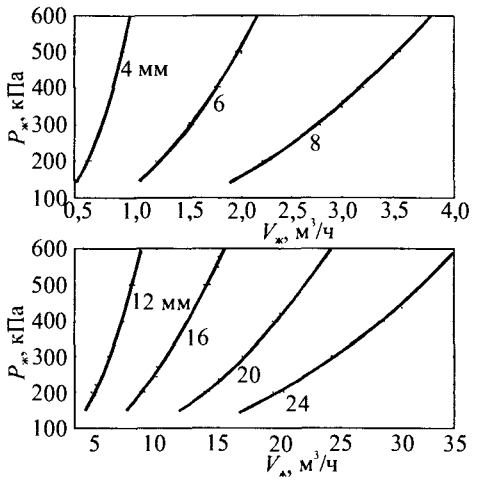


Рис. 13.12. Зависимость производительности форсунок с цилиндрическим вкладышем и горизонтальными каналами от давления распыливания при различных диаметрах сопла (цифры на кривых)

налов и вставок, что уменьшает возможность зарастания форсунки взвесями, содержащимися в орошающей жидкости.

Распылитель изготавливают из тонкой пластины, в которой методом давления (или штамповкой) получают профилированную канавку. В центре канавки просверливают сопло овальной или прямоугольной формы. Угол конусности факела плоскофакельной форсунки зависит только от радиуса закругления профиля канавки r (в метрах) и параметра x (см. рис. 13.13).

Благодаря действию поверхностного натяжения кромки факела плоскофакельной форсунки обычно ограничены сплошными струйками, что особенно заметно при работе малых форсунок и углах распыления более 50°. Эти струйки могут содержать от 0,25 до 0,5 общего количества распыливаемой жидкости и распадаются на большие капли, чем центральная часть пленки.

НИИОгазом разработан руководящий технический материал на плоскофакельные форсунки (РД РТМ 26-14-13–78), включающий распылители на производительность от 0,03 до 4,5 м³/ч при давлении распыливания жидкости от 0,3 до 1,0 МПа и углах раскрытия факела от 30 до 120 . Конструктивно ряд разбит на пять типоразмерных групп корпусов в зависимости от размера подводящего трубопровода (рис. 13.14).

Форсунка с регулируемым расходом жидкости. Форсунка этого типа применяется для обеспечения постоянства качества распыла при изменении производительности. Конструкция такой форсунки была разработана в НИИОгазе. Она представляет собой

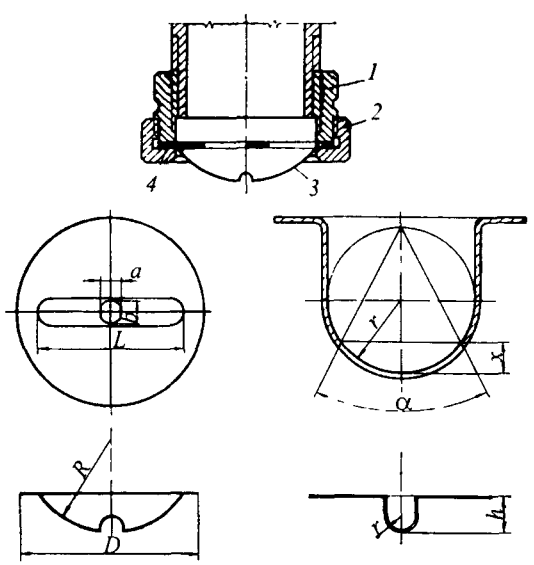


Рис. 13.13. Плоскофакельная (щелевая) форсунка: *1* — корпус; *2* — прижимная гайка; *3* — плоскофакельный распылитель; *4* — прокладка

распылитель центробежного типа (рис. 13.15), у которого часть жидкости из камеры закрутки отводится через перепускной канал обратно во всасывающую линию насоса, подающего жидкость на распыление. Количество отводимой жидкости может регулироваться автоматически дроссельным устройством.

Форсунки обеспечивают изменение расхода в 8 раз, т. е. степень регулирования определяемая как $K = V_ж'/V_р$ (где $V_ж'$ — объемный расход жидкости на входе в форсунку, м³/с; $V_р$ — объемный расход распыливаемой жидкости, м³/с), может изменяться в пределах от 1 до 8.

Угол конусности распыла форсунок колеблется от 60 (при $K = 1$) до 120° (при $K = 8$).

НИИОгазом разработан типоразмерный ряд форсунок этого типа (ЦР8) на производительность от 0,27 до 5,0 м³/ч (РД РТМ 26-14-25–82).

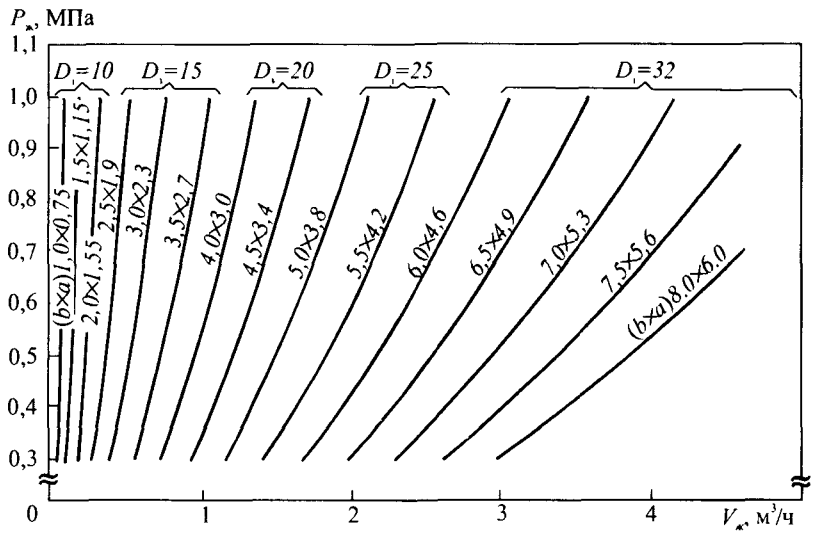


Рис. 13.14. Типоразмерный ряд плоскофакельных форсунок: $D_у$ = 10 соответствует диаметру подводящего трубопровода 1/4″; $D_у$ = 15 — 1/2″; $D_у$ = 20 — 3/4″; $D_у$ = 25 — 1″; $D_у$ = 30 — 1 1/4″

Диаметр образующихся при распыливании капель для всех типоразмеров форсунок лежит в пределах 100–800 мкм.

Для выбора типоразмера форсунки (величины $d_с$) в зависимости от давления распыливания $p_ж$ и производительности $V_ж'$ можно воспользоваться номограммой, приведенной на рис. 13.16.

– ПНЕВМАТИЧЕСКИЕ ФОРСУНКИ

В пневматических форсунках поток жидкости дробится, соприкасаясь с высокоскоростным потоком газов или пара. Жидкость либо подается в пневматические форсунки под небольшим давлением, обычно не выше $4 \cdot 10^5$ Па, либо засасывается инжектирующим действием газового потока. Соприкосновение потоков может осуществляться

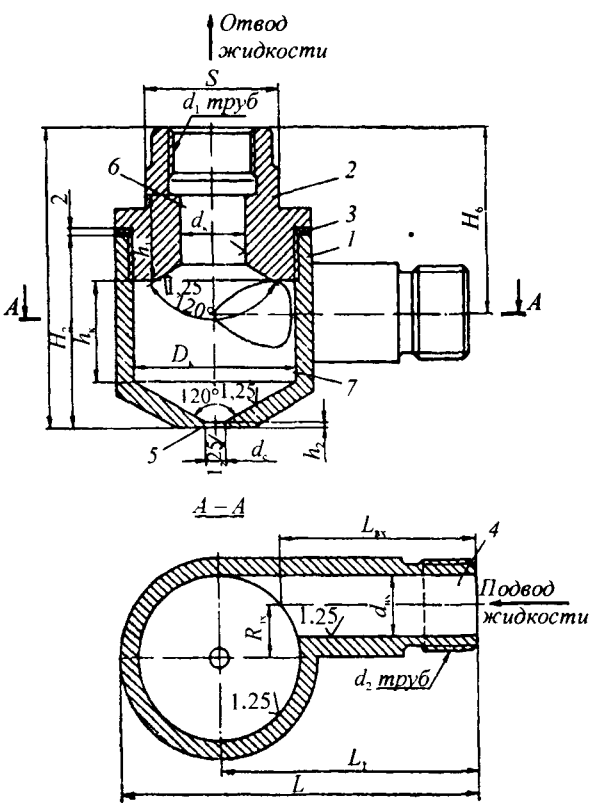


Рис. 13.15. Форсунка с регулируемым расходом жидкости (типа ЦР8)
1 — корпус, *2* — вставка, *3* — прокладка, *4* — подводящий канал, 5 — выходное сопло; *6* — отводной канал, *7* — камера крутки

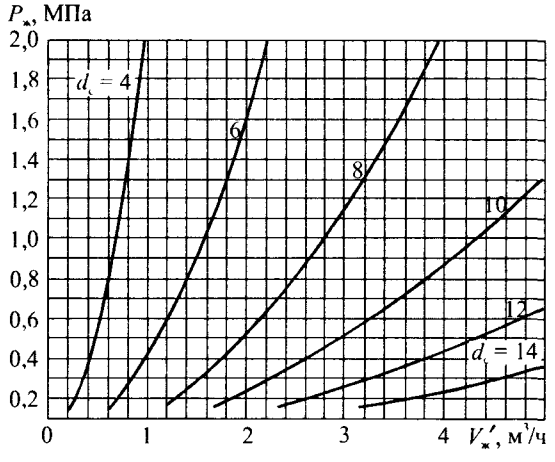


Рис. 13.16. Номограмма для определения типоразмера форсунок типа ЦР8

как в камере форсунки, так и вне ее. Методы расчета пневматических форсунок изложены в работе [131].

Пневматические форсунки не получили широкого распространения в мокрых пылеуловителях, что объясняется повышенными энергозатратами, связанными с подачей воздуха (или пара) под давлением, и усложнением системы подвода орошения. Однако их можно использовать в тех случаях, когда требуется более тонкий, чем могут обеспечивать механические форсунки, распыл жидкости.

Средний диаметр капель, образуемых при распыле жидкости пневматической форсункой с затопленным соплом, рассчитывают по формуле

$$d_к = \frac{5{,}85 \cdot 10^{-3}\sqrt{\sigma}}{v_{г\text{-}ж}\sqrt{\rho_ж}} + 53{,}4\left(\frac{\mu_ж}{\sqrt{\rho_ж \sigma}}\right)^{0{,}45}\left(\frac{V_ж}{V_г}\right)^{1{,}5}, \qquad (13.14)$$

где $v_{г\text{-}ж}$ — относительная скорость газов (по отношению к скорости жидкости) в сжатом сечении, м/с.

Формулу (13.14) широко применяют в пылеулавливании для расчета среднего диаметра капель в трубах Вентури.

13.1.2. ТИПОВЫЕ ПАРАМЕТРЫ ПОЛЫХ СКРУББЕРОВ

Полые форсуночные скрубберы просты по устройству и надежны в работе. Они обеспечивают достаточно высокую степень улавливания пыли для частиц диаметром $d_ч > 10$ мкм.

Наиболее распространены полые скрубберы типа АКРП. Основные габаритные размеры этих устройств представлены на рис. 13.17.

Основные технические характеристики аппаратов типа АКРП:

Производительность по газу, тыс./м³	6,25	12,5	25	50	100	200	400
Диаметр, м	0,6	1,0	1,4	2,0	2,8	3,8	5,5
Высота, м	8,5	10,7	13	15	17,5	19,6	27,8
Масса, т	0,92	1,75	3,0	7,0	15,2	25	55,8

Согласно расчетам, максимальная эффективность при инерционном осаждении улавливаемых частиц на каплях, падающих под действием силы тяжести в неподвижном воздухе (вне зависимости от размера частиц), достигается при $d_к \approx 0{,}6$–$1{,}0$ мм. Поэтому в полых газопромывателях обычно устанавливают центробежные форсунки грубого распыла (работающие под давлением от $3 \cdot 10^5$ до $4 \cdot 10^5$ Па), которые создают капли требуемого размера. Применение таких форсунок позволяет работать на оборотной воде, содержащей взвеси; они просты в изготовлении и мало подвержены износу.

Полые форсуночные скрубберы обеспечивают высокую степень очистки при улавливании частиц $d_ч > 10$ мкм и малоэффективны при улавливании частиц размером $d_ч < 5$ мкм.

Расчет полого газопромывателя проводят в следующей последовательности. Исходные данные: расход очищаемых газов $V_г$, плотность газов $\rho_г$; плотность частиц улавливаемой пыли и ее дисперсный состав.

1. **Определяют площадь сечения скруббера**, м²:

$$s = V_г/v_г \qquad (13.15)$$

где $v_г$ — скорость газов в свободном сечении аппарата, м/с.

При скорости газов $v_г > 1$ м/с наблюдается интенсивный брызгоунос, в связи с чем возникает необходимость установки каплеуловителей.

Противоточные скрубберы обычно представляют собой цилиндрическую колонну, в то время как аппараты с поперечным орошением имеют прямоугольное или квадратное сечение.

Высоту противоточного скруббера выбирают из условия $H = 2{,}5D$ (где D — диаметр аппарата, м).

2. Удельный расход жидкости m выбирают в пределах от 0,5 до 8 л/м³ газов [при больших концентрациях пыли на входе (10–12 г/м³) m = 6÷8 л/м³]. Отсюда общий расход жидкости, подаваемой на орошение аппарата, $V_ж = mv_г$.

3. Гидравлическое сопротивление полого скруббера (при отсутствии встроенного каплеуловителя и газораспределительной тарелки) очень мало и не превышает 250 Па.

4. Для конкретных случаев применения полых скрубберов предложены [132] следующие уравнения, связывающие значения η со значениями отдельных факторов, влияющих на работу рассматриваемых аппаратов: для противоточного скруббера

$$\eta = 1 - \exp\left[\frac{3V_ж\eta_э(v_г + v_к)H}{2V_г d_к}\right]; \qquad (13.16)$$

для скруббера с поперечным орошением

$$\eta = 1 - \exp\left[\frac{3V_ж h\eta_э}{2V_г d_к}\right];$$

где $\eta_э$ — эффективность захвата каплями частиц определенного диаметра; $v_к$ — скорость осаждения капли, м/с; h — высота скруббера с поперечным орошением, м.

Скорость осаждения капель $v_к$ можно определить по диаграмме (рис. 13.18).

Значения коэффициента $\eta_э$ определяются по формуле, характеризующей осаждение частиц на шаре [133]:

$$\eta_э = \mathrm{Stk}^2/(\mathrm{Stk} + 0{,}35)^2, \qquad (13.18)$$

(см. также гл. 4) где $\mathrm{Stk} = d_ч^2\rho_ч v_{г\text{-}ж} C_К/18\mu_г d_к$ — число Стокса; $v_{г\text{-}ж}$ — скорость газов относительно капли, м/с; $C_К$ — поправка Каннингема – Милликена. В противоточном скруббере $v_{г\text{-}ж} = v_г + v_к$; в скруббере с поперечным орошением $v_{г\text{-}ж} = v_г$.

Поправка Каннингема – Милликена приобретает существенное значение при диаметре частиц пыли меньше 1 мкм. Ниже приведены значения поправок $C_К$(для воздуха при нормальных условиях).

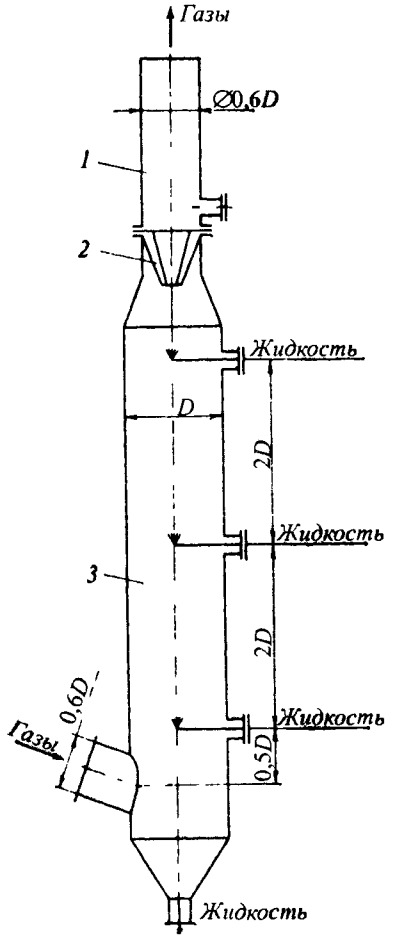


Рис. 13.17. Скруббер типа АКРП:
1 — корпус каплеуловителя; *2* — завихритель; *3* — корпус непосредственно скрубберной части аппарата

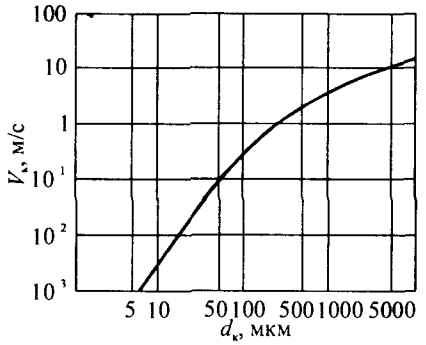


Рис. 13.18. Диаграмма для определения скорости осаждения капель в воздухе (при температуре воздуха 15 °С)

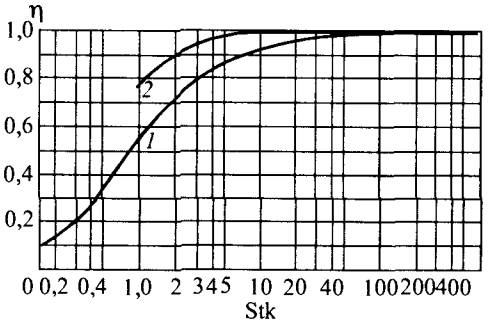


Рис. 13.19. Эффективность инерционного осаждения частиц на шаре (капле):
1 — кривая, полученная на основании формулы (13.18); *2* — при больших удельных орошениях, формула (13.19)

$d_{\text{ч}}$, мкм	0,003	0,01	0,03	0,1	0,3	1,0	3,0	10,0
$C_{\text{К}}$	90	24,5	7,9	2,9	1,57	1,16	1,03	1,0

При больших значениях удельного орошения порядка 2 л/м^3 газов рекомендуется [134] пользоваться формулой

$$\eta_{\text{э}} = 1 - 0{,}15\ \text{Stk}^{-1{,}24}. \qquad (13.19)$$

Зависимости (13.18) и (3.19) приведены на рис. 13.19.

Выражение (13.19) действительно при $1 \le \text{Stk} \le 170$; при $\text{Stk} > 170$ величина $\eta_{\text{э}}$ может быть принята практически равной 1,0. Значения $\eta_{\text{э}}$ при больших удельных орошениях также приведены на рис. 13.19.

Для оценки величины коэффициента проскока полых газопромывателей ϵ можно воспользоваться номограммой (рис. 13.16). Значения аэродинамического диаметра частиц, осаждаемых в скрубберах обоих типов на 50 %, рассчитанные на основании формул (13.16) и (13.17) для некоторых режимов работы аппаратов, приведены на рис. 13.20 и 13.21.

13.1.3. ТЕПЛО- И МАССООБМЕН В СЛОЕ

Параллельно с очисткой, газ, проходящий через скруббер, охлаждается, как правило, до 40–50 °С и увлажняется обычно до состояния насыщения. Как уже отмечалось, скорость газа в скруббере принимают равной 0,8–1,5 м/с. При больших скоростях начинается капельный унос влаги, что способствует образованию отложений на входном патрубке скруббера и в газопроводах.

Удельный расход воды на скруббер обычно составляет 3–6 л/м^3 газа. Гидравлическое сопротивление полых скрубберов не превышает 250 Па.

При орошении горячего газа холодной водой в скруббере естественно идут процессы тепло- и массообмена. Так как газ входит в скруббер обычно не насыщенным влагой, то в нижней части скруббера идет испарительное охлаждение. Испаряющаяся вода увеличивает влагосодержание газа до тех пор, пока при какой-то температуре он не становится насыщенным. Все это время охлаждение газа протекает при постоянной энтальпии, так как образующийся пар подмешивается к газу, возвращая ему тепло, затраченное в процессе парообразования. Температура воды все это время также остается постоянной и равной температуре мокрого термометра, так как тепло, получаемое водой от газа, полностью расходуется на парообразование. В момент достижения газом состояния насыщения парообразование прекращается. В период испарительного охлаждения температура газа снижается наиболее интенсивно.

В верхней части скруббера протекает процесс конденсационного охлаждения.

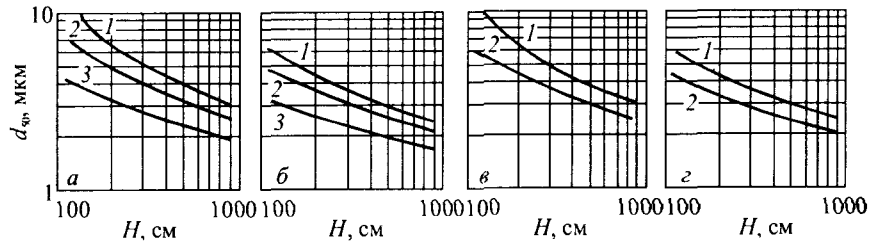


Рис. 13.20. Значения d_{50} для противоточного скруббера:
а — m = 0,5 л/м³ и $v_г$ = 0,6 м/с; *б* — m = 1 л/м³ и $v_г$ = 0,6 м/с; *в* — m = 0,5 л/м³ и $v_г$ = 0,9 м/с; *г* — m = 1 л/м³ и $v_г$ = 0,9 м/с; *1* — $d_к$ = 1000 мкм; *2* — $d_к$ = 500 мкм; *3* — $d_к$ = 200 мкм

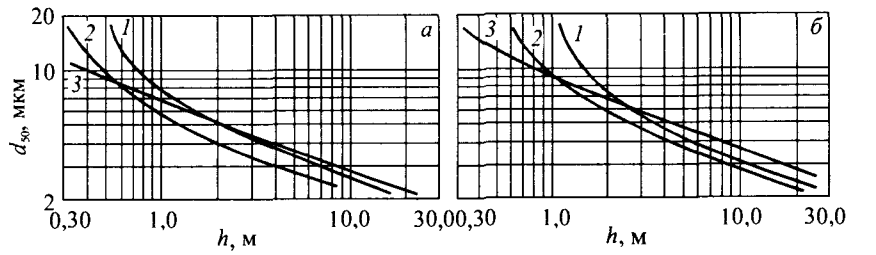


Рис. 13.21. Значения d_{50} для скруббера с поперечным орошением:
а — m = 1 л/м³; *б* — m = 0,5 л/м³; *1* — $d_к$ = 1000 мкм; *2* — $d_к$ = 500 мкм; *3* — $d_к$ = 200 мкм

С момента насыщения газа водяными парами дальнейшее охлаждение его вызывает конденсацию части паров. Выделяющееся при этом тепло, как и тепло, передаваемое воде за счет разности температур газа и воды, затрачивается на ее нагрев, который продолжается до тех пор, пока температура воды не достигнет температуры мокрого термометра. Эта стадия процесса сопровождается уменьшением энтальпии и влагосодержания газа.

Кривые, характеризующие изменения температуры газа и воды, энтальпии (теплосодержания) и влагосодержания газа по высоте скруббера, приведены на рис. 13.22, *а*. Эти же процессы весьма наглядно могут быть изображены на диаграмме $t - x$ (рис. 13.22, *б*).

Граница между испарительным и конденсационным режимами охлаждения газа в скруббере зависит от плотности орошения, представляющей собой количество орошающей воды, приходящейся на 1 м² сечения скруббера в единицу времени [обычно м³/(м²·ч)].

Количество тепла Q, кВт, передаваемого в скруббере от газа воде, пренебрегая потерями тепла, может быть подсчитано из выражения

$$Q = V_{ос}(I_1 - I_2) = V_{ос}[c_p(t_1 - t_2) + x_1(i_1 - i_2)]\ 10^{-3}, \qquad (13.20)$$

где $V_{ос}$ — объемный расход сухих газов, м³/с; I_1 и I_2 — энтальпия газов на входе в скруббер и выходе из него, кДж/м³; c_p — теплоемкость сухих газов при постоянном давлении, кДж/(м³·К); t_1 и t_2 — начальная и конечная температуры газов, °С; i_1 и i_2 — начальная и конечная энтальпии водяных паров, содержащихся в газах, кДж/м³; $i_1 = (2480 + 1{,}96\,t_1)$; $i_2 = (2480 + 1{,}96\,t_2)$; x_1 — начальное влагосодержание газа, кг/м³.

Среднюю разность температур между газом и водой $t_{ср}$ находят, принимая конечную температуру воды $t_к$ близкой к температуре мокрого термометра $t_м$ (обычно $t_к$ на 5–10° ниже):

$$\Delta T_{ср} = \frac{(t_1 - t_к) - (t_2 - t_н)}{2{,}31\lg\dfrac{t_1 - t_к}{t_2 - t_н}}, \qquad (13.21)$$

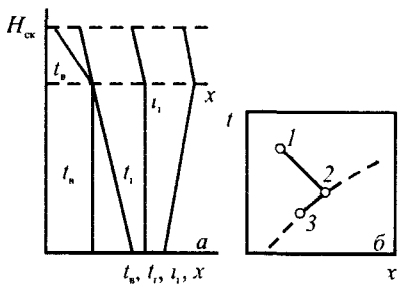


Рис. 13.22. Схематическое изображение процессов в форсуночном скруббере:
а — по высоте скруббера; *б* — в координатах $t - x$; *1*, *2* — испарительное охлаждение; *2*, *3* — конденсационное охлаждение

где $t_н$ — начальная температура воды. Наиболее неопределенной величиной является коэффициент теплопередачи в скруббере, так как поверхность, к которой его следует относить (суммарная поверхность капель), трудноопределима и в значительной степени условна. Поэтому при расчетах приходится пользоваться полученными на практике для аналогичных условий значениями коэффициента теплопередачи, отнесенного к единице объема скруббера [K_0 = 60÷240 Вт/(м^3·К)].

При приближенных подсчетах для определения величины K_0 можно пользоваться эмпирической формулой

$$K_0 = (116{,}5 + 525M_ж/M_г)(1 + 0{,}001t_{ср}), \tag{13.22}$$

где $M_ж$ и $M_г$ — массовые расходы жидкости и газа соответственно, кг/с; $t_{ср}$ — средняя температура газа в скруббере, °С.

Объем скруббера $V_{скр}$, м^3, определяют исходя из условий теплообмена по известному выражению

$$V_{скр} = Q/K_0\Delta t. \tag{13.23}$$

Необходимый расход воды $M_в$ на скруббер исчисляют по количеству тепла, переданного от газа воде:

$$M_в = \frac{Q}{\varphi(i_п - i_н) + (1-\varphi)(i_к - i_н)}, \tag{13.24}$$

где φ — коэффициент испарения воды (обычно φ ≈ 0,5); $i_п$ — энтальпия насыщенного пара при температуре t_2, кДж/кг; $i_н$, $i_к$ — соответственно начальная и конечная энтальпии воды, кДж/кг. Влагосодержание газа на выходе из скруббера x_2 находят по количеству испаренной в скруббере воды:

$$x_2 = x_1 + \frac{\varphi M_в}{V_{ос}}. \tag{13.25}$$

Объемный расход газа на выходе из скруббера, м^3/с, равен

$$V_2 = V_{ос}\left(1 + \frac{x_2}{0{,}804}\right)\left(1 + \frac{t_2}{273}\right)\left(\frac{101{,}3}{p_{бар} \pm p_г}\right). \tag{13.26}$$

Задаваясь скоростью газа на выходе из скруббера по условиям допустимого капельного уноса воды в пределах $ϖ_{скр}$=0,8÷1,5 м/с, определяют необходимый диаметр скруббера D. По известному диаметру скруббера и его расчетному объему находят активную высоту скруббера.

По данным практики оптимальное соотношение между высотой скруббера H и его диаметром D равно ~2,5.

13.1.4. РАСЧЕТ ЭФФЕКТИВНОСТИ МОКРЫХ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛЕЙ

Значительное число различных механизмов осаждения, способствующих улавливанию взвешенных частиц, а также разнообразие форм гидродинамического взаимодействия газов и жидкости в мокрых пылеуловителях пока не позволяет разработать точный аналитический метод расчета их эффективности. Поэтому на практике нашли применение несколько приближенных методов расчета.

Самый простой из них основан на использовании кривой фракционной степени очистки. Первые такие кривые для различных мокрых уловителей получил Стерманд, некоторые из них приведены в работе [109]. Однако число таких кривых, приведенных в литературе, весьма ограничено. Более того, они могут быть применены при расчетах эффективности очистки газов от пыли с параметрами, близкими к параметрам стандартной пыли, использованной при построении кривой фракционной эффективности, а также при условии идентичности гидродинамических режимов работы прогнозируемого и экспериментального аппаратов. Поэтому для предварительной оценки эффективности пылеулавливающей аппаратуры принимают, что кривые фракционной эффективности могут быть выражены в виде экспоненциальной зависимости коэффициента проскока $\varepsilon = 1 - \eta$ от диаметра частиц

$$\varepsilon = \exp(A d_ч^b) \tag{13.27}$$

где A, b — константы.

В работе [135] указывается, что у насадочных и тарельчатых аппаратов, а также у скрубберов Вентури (при $0{,}5 \le \mathrm{Stk} \le 5$), параметр $b = 2$, а у центробежных скрубберов $b \approx 0{,}67$.

На рис. 13.23 приведены кривые, характеризующие зависимость величины проскока ε от отношения d_{50}/d_m для случая, когда параметр "b" в зависимости (13.27) равен 2, а на рис. 13.24 — для случая, когда параметр $b \approx 0{,}67$. На рис. 13.25 приведены аналогичные зависимости для общего случая, когда параметр b может иметь различные численные значения Эти рисунки позволяют определять величину ε, если известны значения d_{50}, d_m, $\sigma_ч$ или $b \ln \sigma_ч$.

При использовании рис. 13.23–13.25 необходимо учитывать, что все значения d_{50} приведены для размеров частиц плотностью $\rho_ч = 1000$ кг/м^3, взвешенных в воздухе с температурой 20 °С и при нормальном давлении. Для расчета значений d_{50} при рабочих условиях (конкретных значений плотности пыли $\rho_ч$ и динамической вязкости газов $\mu_г$) следует воспользоваться соотношением

$$d_{50} = d'_{50}\sqrt{\frac{1000}{\nu_ч}\cdot\frac{\mu_г}{18{,}3\cdot10^{-6}}}, \tag{13.28}$$

где d_{50}' — величина d_{50} при $\rho_ч = 1000$ кг/м^3 и $\mu_г = 18{,}3\cdot10^{-6}$ Па·с.

Для применения на практике описанных методов расчета необходимо знать кривую распределения частиц по массе на входе в аппарат. К сожалению, определение дисперсного состава пыли часто сопряжено с рядом трудностей и получаемые данные не всегда отличаются высокой точностью. Кроме того, некоторые промышленные пыли не подчиняются логарифмически нормальному закону распределения частиц по размерам.

– ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ МЕТОД РАСЧЕТА МОКРЫХ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛЕЙ

Многими исследователями установлено, что эффективность работы мокрых пылеуловителей определяется в первую очередь затратами энергии на процесс очистки газа. При этом должна быть учтена как энергия, затраченная на движение газа через пылеуловитель, так и энергия, израсходованная на подачу и диспергирование жидкости. В обоих случаях следует учитывать только энергию, затраченную в пределах аппарата.

Главным энергетическим параметром мокрого пылеуловителя является суммарная энергия соприкосновения $K_ч$, т.е. расход энергии на обработку жидкостью определенного объема газов в еди-

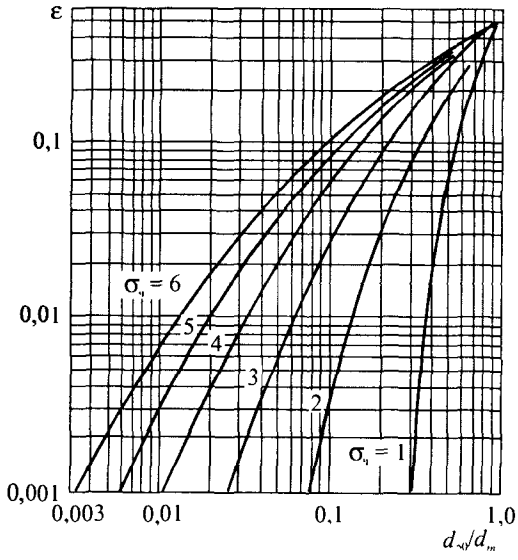


Рис. 13.23. Зависимость величины проскока ε от отношения d_{50}/d_m в случае применимости формулы $\varepsilon = \exp(Ad_ч^2)$

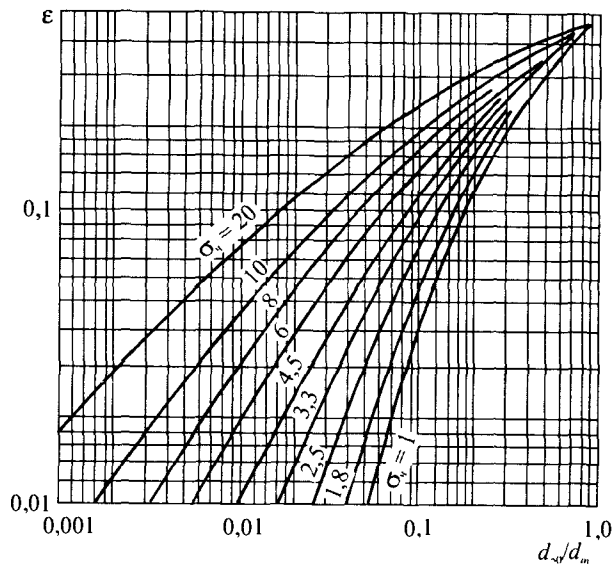


Рис. 13.24. Зависимость средней величины проскока ε от отношения d_{50}/d_m в случае применимости формулы $\varepsilon = \exp(Ad_ч^{0,67})$

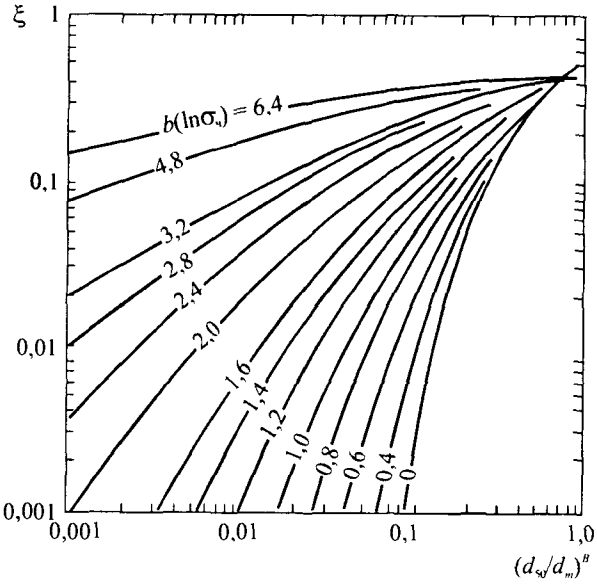


Рис. 13.25. Зависимость средней величины проскока $\xi - \bar{\varepsilon}$ от отношения d_{50}/d_m в общем случае справедливости формулы (13.27)

ницу времени. Численную величину этого параметра определяют из следующего выражения, кДж/1000 м³ газа:

$$K_ч = \Delta p_{ап} + p_ж V_ж / V_г, \tag{13.29}$$

где $\Delta p_{ап}$ — гидравлическое сопротивление аппарата, Па; $p_ж$ — давление распыляемой жидкости при входе в аппарат, Па; $V_ж$ и $V_г$ — объемные расходы соответственно жидкости и газа, м³/с.

В соответствии с энергетическим методом расчета степень очистки газов в мокром пылеуловителе может быть определена по формуле

$$\eta = 1 - \exp(-BK_ч^x), \tag{13.30}$$

где B и x — константы, зависящие от физико-химических свойств и дисперсного состава пыли.

При высоких степенях очистки оценку эффективности работы аппарата удобнее выражать не степенью очистки η, а числом единиц переноса $N_ч$ — понятием, используемым в теории тепло- и массообмена, связанным с η следующей зависимостью:

$$N_ч = \ln\frac{1}{1-\eta}. \qquad (13.31)$$

Из сопоставления выражений (13.30) и (13.31) следует, что

$$N = BK_ч^x. \qquad (13.32)$$

Зависимость (13.32) аппроксимируется в логарифмических координатах $K_ч - N_ч$ прямой линией, угол наклона которой к горизонту дает величину x, а величина B определяется как значение $N_ч$ при $K_ч = 1$.

На рис. 13.26 нанесены прямые, характеризующие зависимость (13.32) для некоторых пылей и туманов. Величины B и x, приведенные в табл. 13.3, могут быть определены только экспериментальным путем.

Энергетический подход чрезвычайно упрощает расчет эффективности мокрых пылеуловителей и дает результаты, подтверждаемые опытом работы промышленных аппаратов. Эффективность очистки определяется в основном полезными энергозатратами.

Установлено [136], что величина $K_ч$ учитывает способ ввода жидкости в аппарат, диаметр капель, а также такие свойства жидкости, как вязкость и поверхностное натяжение.

Таким образом, решающим фактором при проведении процесса пылеулавливания в мокром аппарате являются затраты энергии. Конструкция аппарата играет второстепенную роль, причем выбор конструкции в каждом конкретном случае должен определяться капитальными затратами, а также механическими и эксплуатационными показателями пылеуловителя.

Поскольку геометрические параметры, по крайней мере, при производительности аппарата по газам более 150 м^3/ч [2] не оказывают влияния на эффективность мокрого пылеулавливания, небольшие модели мокрых аппаратов, так называемые "мини-скрубберы", используют для прогнозирования параметров крупных пылеулавливающих установок [137].

Величины B и x определяются только экспериментальным путем, их значения для некоторых пылей и туманов приведены в работах [138, с. 67; 6, с. 138]

Применимость энергетического метода расчета для мокрых пылеулавливателей различных топлив, очевидно, объясняется тем, что в основе улавливания взвешенных частиц в каждом из них преобладает один и тот же механизм — инерционное осаждение. Поэтому в тех случаях, когда на улавливание пыли в мокрых аппаратах начинают оказывать действие помимо чисто механических другие силы, например диффузионные (при конденсации), силы электрического поля и другие, наблюдаются значительные отклонения от энергетической зависимости (13.30).

При анализе рабочих кривых скруббера было установлено, что некоторые из них имеют показатель $x > 1$, а другие, наоборот, $x < 1$. При $x < 1$ высокоэффективное улавливание частиц данного аэрозоля затруднено, так как требует очень значительных расходов энергии. Объяснить возможность значения параметра $x > 1$ теоретически сложно, так как это свидетельствует о том, что с увеличением энергозатрат интенсивность роста эффективности улавливания частиц пыли возрастает. В работе [139] указывается, что величина $x > 1$свойственна пылям, содержащим большое количество (по массе) субмикронных частиц. Исследования показали также, что подобные аэрозоли часто дают "рабочую кривую", состоящую из двух ветвей (рис. 13.27), причем нижняя ветвь характеризуется величиной $x > 1$, а верхняя ветвь — $x < 1$. Предполагается, что в этом случае нижняя ветвь свидетельствует об улавливании частиц, как за счет инерции, так и диффузии, а верхняя ветвь относится к области с преобладанием инерционного механизма осаждения.

В работе [140] на основании математического анализа делается вывод, что при значениях $x < 1$ целесообразна установка газопромывателей, состоящих из двух или более последовательно работа-

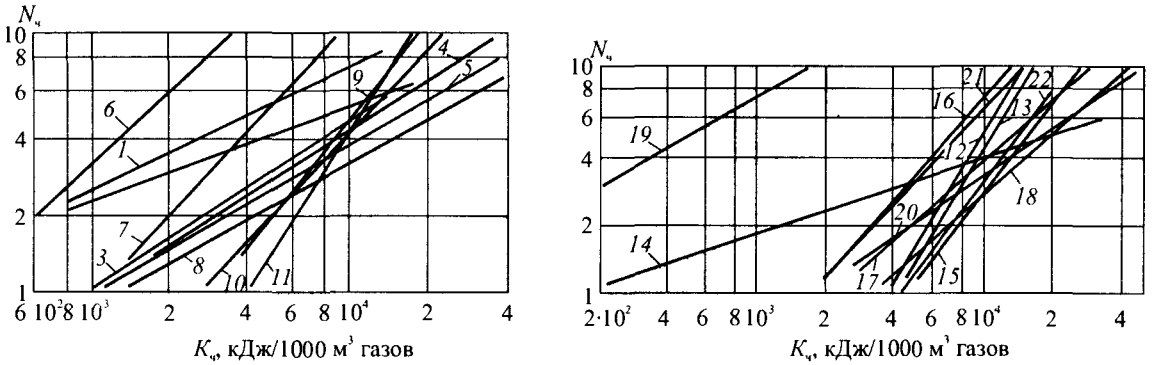


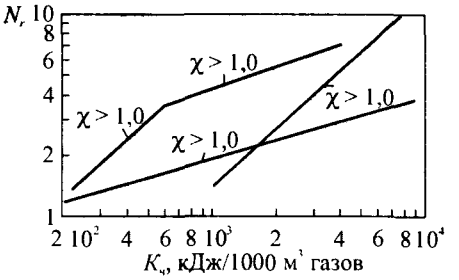
Рис. 13.26. Зависимости числа единиц переноса для различных пылей от главного энергетического параметра мокрого пылеуловителя

Таблица 13.3

Характеристика некоторых видов пылей и туманов

Номер прямой на рис. 13.26	Виды пыли и тумана	B	x
1	Конвертерная пыль (при продувке кислородом сверху)	$9{,}88\cdot10^{-2}$	0,4663
2	Тальк	0,206	0,3506
3	Туман фосфорной кислоты	$1{,}34\cdot10^{-2}$	0,6312
4	Ваграночная пыль	$1{,}355\cdot10^{-2}$	0,6210
5	Мартеновская пыль	$1{,}915\cdot10^{-2}$	0,5688
6	Колошниковая (доменная) пыль	$6{,}61\cdot10^{-3}$	0,891
7	Пыль известковых печей	$6{,}5\cdot10^{-4}$	1,0529
8	Пыль, содержащая оксиды цинка, из печей	$2{,}34\cdot10^{-2}$	0,5317
9	Щелочной аэрозоль из известковых печей	$5{,}53\cdot10^{-5}$	1,2295
10	Аэрозоль сульфата меди	$2{,}14\cdot10^{-4}$	1,0679
11	Дурнопахнущие вещества	$1{,}09\cdot10^{-5}$	1,4146
12	Пыль мартеновских печей, работающих на дутье обогащенном кислородом	$1{,}565\cdot10^{-6}$	1,619
13	Пыль мартеновских печей, работающих на воздушном дутье	$1{,}74\cdot10^{-6}$	1,594
14	Пыль из доменных печей	0,1925	0,3255
15	Пыль, образующаяся при выплавке 45 %-го ферросилиция в закрытых электропечах	$2{,}42\cdot10^{-5}$	1,26
16	Пыль, образующаяся в печах при производстве целлюлозы	$4\cdot10^{-4}$	1,05
17	Пыль производства черного щелока при обработке увлажненных газов	$1{,}32\cdot10^{-3}$	0,861
	То же, при обработке сухих газов		
18	Частицы поташа из МГД-установок открытого типа	$9{,}3\cdot10^{-4}$	0,861
19	Пыль, образующаяся при выплавке силико-марганца в закрытых электропечах	–0,016	0,554
20		$6{,}9\cdot10^{-3}$	0,67
21	Сажа, образующаяся при электрокрекинге метана	$2{,}34\cdot10^{-4}$	1,115
22		10^{-5}	1,36

Рис. 13.27. Рабочие кривые скруббера (объяснение см. в тексте)



ющих секций. В этом случае секционный газопромыватель обеспечивает более высокую эффективность пылеулавливания, чем односекционный при одном и том же значении величины $K_ч$. В случае, когда значение $x > 1$, установка односекционного аппарата дает лучшие результаты по эффективности. Однако эти соображения не получили еще достаточного экспериментального подтверждения.

13.1.5. ГИДРАВЛИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ МОКРЫХ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛЕЙ

В общем виде гидравлическое сопротивление мокрых **пылеуловителей $\Delta p_{ап}$ (Па) может быть описано** уравнением

$$\Delta p_{ап} \approx \Delta p' + \Delta p'' + \Delta p_р + \Delta p_{гу} + \Delta p_{ку}, \qquad (13.33)$$

где $\Delta p'$, $\Delta p''$ — гидравлическое сопротивление соответственно на входе и выходе из аппарата, Па; $\Delta p_р$ — гидравлическое сопротивление зоны контакта газов с жидкостью (рабочей зоны аппарата), Па; $\Delta p_{гу}$ — гидравлическое сопротивление газораспределительного устройства, Па; $\Delta p_{ку}$ — гидравлическое сопротивление встроенного каплеуловителя, Па.

Величины $\Delta p'$, $\Delta p''$ и $\Delta p_{гу}$ могут быть рассчитаны по общепринятым формулам, приведенным в литературе [141]. Газораспределительная решетка устанавливается только в полых скрубберах. В насадочных и тарельчатых аппаратах принудительная организация газораспределения чаще всего не обязательна, так как слой насадки или слой пены имеет гидравлическое сопротивление, достаточное для выравнивания газового потока. В еще большей степени это относится к скоростным газопромывателям типа труб Вентури. В большинстве случаев для мокрых газоочистных аппаратов характерно движение двухфазных потоков (противонаправленных или однонаправленных). Одна из фаз является сплошной (газы), другая — дисперсной (орошающая жидкость). Гидравлическое сопротивление при двухфазном потоке может быть выражено через перепад давления, затрачиваемый на прохождение сплошной фазы (газов) через дисперсную фазу (жидкость). Этот перепад будет определяться не только сопротивлением, возникающим при движении газовой фазы, но также и тем напором, который необходимо сообщить газовому потоку, чтобы компенсировать трение жидкостного потока. Гидравлическое сопротивление зоны контакта при двухфазном потоке рассчитывают по формуле

$$\Delta p_р = \xi_г \frac{v_г \rho_г}{2\varphi^2} + \xi_ж \frac{v_ж^2 \rho_ж}{2(1-\varphi)^2} \qquad (13.34)$$

где $\xi_г$, $\xi_ж$ — коэффициент гидравлического сопротивления соответственно для газов и жидкости; $v_г$, $v_ж$ — линейная скорость соответственно газов и жидкости, м/с; φ — доля сечения аппарата, занятая газом.

Если отнести гидравлическое сопротивление двухфазного потока к гидравлическому сопротивлению газового потока $\Delta p_г'$ при прохождении им сечения φ, то получим:

$$\frac{\Delta p_{\text{р}}}{\Delta p'_{\text{г}}} = 1 + \frac{\xi_{\text{ж}}}{\xi_{\text{г}}}\left(\frac{v_{\text{ж}}}{v_{\text{г}}}\right)^2\left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{г}}}\right)\frac{\varphi^2}{(1-\varphi)^2}. \qquad (13.35)$$

Выразим скорости потоков обеих фаз через их массовые скорости, отнесенные к полному сечению аппарата, $v_{\text{г}} = \varpi_{\text{г}}/\rho_{\text{г}}$ [$\varpi_{\text{г}}$ — массовая скорость газов, кг/(м²·с)] и $v_{\text{ж}} = \varpi_{\text{ж}}/\rho_{\text{ж}}$ [$\varpi_{\text{ж}}$ — массовая скорость жидкости, кг/(м²·с)]. Критерий Рейнольдса для потока жидкости можно представить в виде

$\text{Re}_{\text{ж}} = \dfrac{\varpi_{\text{ж}} d_{\text{ж}}}{(1-\varphi)\mu_{\text{ж}}}$ (где $d_{\text{ж}}$ — эквивалентный диаметр жидкостного потока, м), а для потока газов —

$\text{Re}_{\text{г}} = \dfrac{\varpi_{\text{г}} d_{\text{г}}}{(1-\varphi)\mu_{\text{г}}}$ (где $d_{\text{г}}$ — эквивалентный диаметр газового потока, м).

Запишем уравнения коэффициентов гидравлического сопротивления аппарата при двухфазном потоке:

$$\xi_{\text{г}} = A\,\text{Re}_{\text{г}}^{-n} = A\left(\frac{\varpi_{\text{г}} d_{\text{г}}}{\varphi\mu_{\text{г}}}\right)^{-n}, \qquad (13.36)$$

$$\xi_{\text{ж}} = A\,\text{Re}_{\text{ж}}^{-n} = A\left(\frac{\varpi_{\text{ж}} d_{\text{ж}}}{(1-\varphi)\mu_{\text{ж}}}\right)^{-n}. \qquad (13.37)$$

Выразим величины эквивалентных диаметров потоков через удельную поверхность взаимодействия потоков a в виде соотношений $d_{\text{г}} = 4\varphi/a$ и $d_{\text{ж}} = 4(1-\varphi)/a$.

Подставляя значения коэффициентов сопротивления в (13.35) и заменяя значения $d_{\text{г}}$ и $d_{\text{ж}}$, получим:

$$\frac{\Delta p_{\text{р}}}{\Delta p'_{\text{г}}} = 1 + \left(\frac{\varpi_{\text{ж}}}{\varpi_{\text{г}}}\right)^{2-n}\left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}\right)\left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{г}}}\right)^{n}\left(\frac{\varphi^2}{1-\varphi}\right)^2. \qquad (13.38)$$

В полученном уравнении неизвестны доли сечения аппарата, занятые потоками газов и жидкости, т.е. величина φ. Отнесем перепад давления $\Delta p_{\text{р}}$ к гидравлическому сопротивлению однофазного газового потока $\Delta p'_{\text{г}}$, скорость которого отнесена ко всему сечению аппарата, и соответственно заменим безразмерный комплекс в правой части уравнения (13.38) комплексом $\left(\dfrac{\varpi_{\text{ж}}}{\varpi_{\text{г}}}\right)^{2-n}\left(\dfrac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}\right)\left(\dfrac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{г}}}\right)^{n} C$.

Тогда, на основании экспериментальных данных по $\Delta p_{\text{р}}$ и $\Delta p_{\text{г}}$, полученных при соответствующих $\varpi_{\text{ж}}/\varpi_{\text{г}}$, $\rho_{\text{ж}}/\rho_{\text{г}}$ и $\mu_{\text{ж}}/\mu_{\text{г}}$, и, приравнивая $\left(\dfrac{\varpi_{\text{ж}}}{\varpi_{\text{г}}}\right)^{2-n}\left(\dfrac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}\right)\left(\dfrac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{г}}}\right)^{n} = \Phi$, можно установить зависимость

$$C = f\left[\left(\frac{\varpi_{\text{ж}}}{\varpi_{\text{г}}}\right)^{2-n}\left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}\right)\left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{г}}}\right)^{n}\right] = f(\Phi). \qquad (13.39)$$

Подставляя найденное значение C в уравнение (13.39), получим конечную зависимость для расчета гидравлического сопротивления при двухфазном потоке.

Поскольку в условиях автомодельного режима величина $n = C$ уравнение (13.38) значительно упростится:

$$\frac{\Delta p}{\Delta p_г} = 1 + \left(\frac{\varpi_ж}{\varpi_г}\right)^2 \left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right) C \approx 1 + \Phi C. \qquad (13.40)$$

Аналогичным образом упрощается и выражение (13.39).

Необходимо иметь в виду, что при равных значениях отношения $\varpi_ж/\varpi_г$, но при различных абсолютных значениях $\varpi_ж/\varpi_г$, в двухфазном потоке могут наблюдаться различные гидродинамические режимы движения. Поэтому при выводе зависимости для расчета гидравлического сопротивления двухфазного потока необходимо использовать экспериментальные данные, полученные для одного гидродинамического режима.

Противонаправленное движение двухфазных потоков. В случае противотока при значениях $\varpi_ж/\varpi_г \geq 10$ сказывается влияние на Δp гидростатического столба жидкости. Это влияние можно оценить, если выразить отношение $\varpi_ж/\varpi_г$, используя широко распространенную в газоочистке величину m

$$\varpi_ж/\varpi_г = m\rho_ж/\rho_г, \qquad (13.41)$$

где m — удельный расход жидкости (удельное орошение), $м^3/м^3$ газов.

Поскольку $\rho_ж/\rho_г \approx 10^3$, то $m \leq 10^{-2}$, и, следовательно, удельный расход жидкости при расчетах по уравнению типа (13.40) не должен превышать 0,01 $м^3/м^3$ газов.

Выражение, связывающее линейную скорость газового потока, отнесенную к полному сечению аппарата, с геометрическими параметрами аппарата и нагрузкой по газам и жидкости для противонаправленных потоков, имеет следующий вид:

$$\frac{v_г^2}{s_0^2 d_э g} = f\left[\left(\frac{\varpi_ж}{\varpi_г}\right)^{2-n}\left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)\left(\frac{\mu_ж}{\mu_г}\right)^n\right] \qquad (13.42)$$

где $v_г^2/s_0^2 d_э g$ — аналог критерия Фруда; s_0 — доля свободного сечения контактного устройства, $м^2/м^2$; $d_э$ — эквивалентный диаметр сечения потока в контактном устройстве, м.

При автомодельном режиме ($n = 0$) это выражение имеет вид

$$\frac{v_г^2}{s_o^2 d_э g} = f\left[\left(\frac{\varpi_ж}{\varpi_г}\right)^2\left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)\right] = f(\Phi). \qquad (13.43)$$

Однонаправленное движение двухфазных потоков. В ряде мокрых пылеулавливающих аппаратов наблюдается однонаправленное движение двухфазного потока, характер которого (режим движения) определяется отношением $\varpi_ж/\varpi_г$ [138].

Гидравлическое сопротивление двухфазного потока с однонаправленным движением жидкости и газов может быть определено с помощью приведенных выше уравнений. Необходимо только иметь в виду, что и в этом случае каждому гидродинамическому режиму соответствует определенный характер зависимости.

Как следует из вышеизложенного, большую роль в гидродинамике двухфазных потоков играет параметр $\Phi = (\varpi_ж/\varpi_г)^2(\rho_г/\rho_ж)$ представляющий собой отношение кинетических энергий двух потоков. Действительно, величины кинетической энергии двух потоков для единицы объема жидкости и газов $E_ж$ и $E_г$ (в $кДж/м^3$) равны:

$$E_{ж} = \frac{\rho_{ж} v_{ж}^2}{2} = \frac{v_{ж}^2}{2\rho_{ж}}, \tag{13.44}$$

$$E_{г} = \frac{\rho_{г} v_{г}^2}{2} = \frac{v_{г}^2}{2\rho_{г}}, \tag{13.45}$$

а их отношение

$$\frac{E_{ж}}{E_{г}} = \left(\frac{\varpi_{ж}}{\varpi_{г}}\right)^2 \left(\frac{\rho_{г}}{\rho_{ж}}\right) = Ф. \tag{13.46}$$

Поэтому параметр Ф может быть определен как аналог кинетической энергии жидкостного и газового потоков в двухфазной системе.

13.2. СКРУББЕРЫ ВЕНТУРИ

Как было показано ранее, мелкие частицы аэрозоля практически не улавливаются каплями большого и среднего размера, поскольку вследствие малой инерции они огибают каплю (и любое другое препятствие) по линиям тока газов. Для очистки газов от микронной и субмикронной пыли главным образом применяют скоростные скрубберы. Принцип действия этих аппаратов основан на интенсивном дроблении газовым потоком, движущимся со скоростью 40–150 м/с, орошающей его жидкости. Осаждению частиц на каплях орошающей жидкости способствуют также высокие относительные скорости между ними.

Скрубберы Вентури являются наиболее распространенным представителем скоростных скрубберов. Скрубберы Вентури — наиболее эффективные из аппаратов мокрой очистки газов. В связи с непрерывно возрастающими требованиями к глубине очистки газовоздушных выбросов промышленных предприятий скрубберы Вентури постепенно становятся доминирующим видом мокрых пылеуловителей. Скруббер Вентури представляет собой трубу-распылитель, в которую подводится орошающая жидкость, и установленный за ней каплеуловитель. Первоначально в качестве трубы-распылителя использовалась труба Вентури в ее чистом виде, откуда и появилось название газопромывателей подобного типа. Действие трубы-распылителя аналогично работе пневмофорсунки, и применение трубы Вентури обеспечивало минимальные (не связанные с распылением) гидравлические потери при прохождении газом распыливающего устройства. Однако по конструктивным соображениям довольно часто приходится отказываться от строгого выполнения трубы-распылителя в виде трубы Вентури, а в некоторых случаях ее конструкция практически ничем не напоминает трубу Вентури. Тем не менее название этой группы мокрых пылеуловителей — скрубберы Вентури — прочно закрепилось в технической литературе.

13.2.1. УСТРОЙСТВО И РАБОТА

Работа скрубберов Вентури основана на дроблении воды турбулентным газовым потоком, захвате каплями воды частиц пыли, последующей их коагуляции и осаждении в каплеуловителе инерционного типа.

Простейший скруббер Вентури (рис. 13.28, *а*) включает трубу Вентури (рис. 13.28, *б*) и прямоточный циклон. Труба Вентури состоит из служащего для увеличения скорости газа конфузора, в котором размещают оросительное устройство, горловины, где происходит осаждение частиц пыли на каплях воды, и диффузора, в котором протекают процессы коагуляции, а также за счет снижения скорости восстанавливается часть давления, затраченного на создание высокой скорости газа в гор-

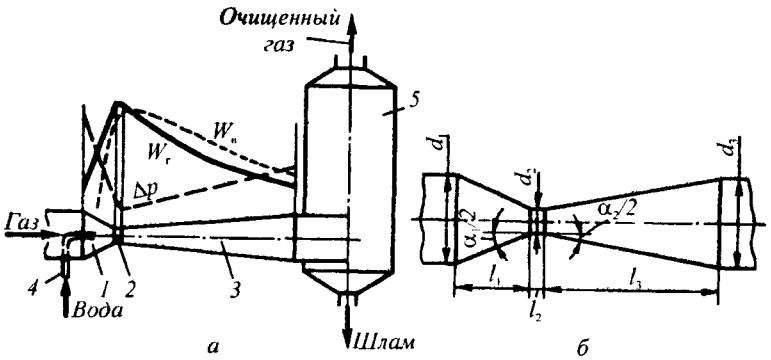


Рис. 13.28. Скруббер Вентури:
а — общий вид; б — нормализованная труба Вентури. *1* — конфузор; *2* — горловина, *3* — диффузор; *4* — подача воды; *5* — каплеуловитель

ловине. В каплеуловителе тангенциального ввода газа создается вращение газового потока, вследствие чего смоченные и укрупненные частицы пыли отбрасываются на стенки и непрерывно удаляются из каплеуловителя в виде шлама.

Скрубберы Вентури могут работать с высокой эффективностью: η = 96–98 % на пылях со средним размером частиц 1–2 мкм и улавливать высокодисперсные частицы пыли (вплоть до субмикронных размеров) в широком диапазоне начальной концентрации ее в газе — от 0,05 до 100 г/м^3. При работе в режиме тонкой очистки от высокодисперсных пылей скорость газов в горловине должна поддерживаться в пределах 100–150 м/с, а удельный расход воды — в пределах 0,5– 1,2 дм^3/м^3. Это обусловливает необходимость большого перепада давления (Δp = 10÷20 кПа) и, следовательно, значительных затрат энергии на очистку газа. В ряде случаев, когда труба Вентури работает только как коагулятор перед последующей тонкой очисткой (например, в электрофильтрах) или для улавливания крупной пыли размером частиц более 5– 10 мкм, скорости в горловине могут быть снижены до 50–100 м/с, что значительно сокращает энергозатраты.

– ДРОБЛЕНИЕ ЖИДКОСТИ И ЗАХВАТ ПЫЛИ КАПЛЯМИ В ТРУБЕ ВЕНТУРИ

При введении жидкости в газовый поток дробление крупных капель на более мелкие за счет энергии турбулентного потока происходит, когда внешние силы, действующие на каплю, преодолевают силы поверхностного натяжения. Исходя из равновесия динамического давления на каплю и сил поверхностного натяжения Прандтль получил следующее выражение для диаметра получающихся капель $d_к$:

$$d_к = C\frac{\sigma}{\rho_г \varpi_г^2}, \qquad (13.47)$$

где σ — коэффициент поверхностного натяжения, Н/м; $\rho_г$ — плотность газа, кг/м^3; $\varpi_г$ — скорость газа относительно капли, м/с; C — константа ($C \approx 1$).

Наиболее точная и достоверная формула для определения среднего диаметра капель предложена японскими исследователями Нукияма и Таназава на основе большого количества тщательно проведенных экспериментов:

$$d_к = \frac{0{,}585\sqrt{\sigma}}{\varpi_г\sqrt{\rho_ж}} + 53{,}4\left(\frac{\mu_ж}{\sqrt{\rho_ж\sigma}}\right)^{0{,}45}\left(\frac{V_ж}{V_г}\right)^{1{,}5} \qquad (13.48)$$

где $\rho_ж$ — плотность жидкости, кг/м^3; $\mu_ж$ — динамический коэффициент вязкости жидкости, Па·с; $V_г$ и $V_ж$ — объемные расходы газа и жидкости, м^3/с.

Границу устойчивости капли определяет критическое значение критерия Вебера

$$We_{кр} = \rho_г v_г^2 l/\sigma,$$

характеризующего отношение инерционных сил газового потока к силам поверхностного натяжения. При $We > We_{кр}$ капля теряет устойчивость и начинает дробиться, при $We < We_{кр}$ дробления капли не происходит. Данные о критическом значении We противоречивы; по-видимому, $We_{кр} = 5 \div 12$.

При подаче орошающей жидкости в трубу Вентури ее начальная скорость незначительна. За счет сил динамического давления газового потока капли одновременно с дроблением получают значительные ускорения и в конце горловины приобретают скорость, близкую к скорости газового потока. В диффузоре скорости газового потока и капель падают, причем вследствие сил инерции скорость капель превышает скорость газового потока. Поэтому захват частиц каплями наиболее интенсивно идет в конце конфузора и в горловине, где скорость газа относительно капли особенно значительна и кинематическая коагуляция протекает наиболее эффективно.

Огромная скорость протекания процессов дробления капель, изменение скоростей капель и пыли, частичное испарение капель и конденсация паров в весьма малом объеме трубы Вентури (в основном в горловине) и наложение этих процессов друг на друга чрезвычайно осложняют создание теории работы этого аппарата.

– ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ УЛАВЛИВАНИЯ ПЫЛИ В СКРУББЕРЕ ВЕНТУРИ

Приближенная оценка эффективности осаждения частицы пыли в скруббере Вентури может быть проведена с помощью формулы (13.27), а при значительной плотности орошения — по формуле

$$d_{50} = 0{,}564 K_ч^{-0.88}$$

(Значения $K_ч$ для ряда пылей приведены в табл. 13.2).

Диаметр капель, образующихся в трубе Вентури в результате дробления жидкости газовым потоком, наиболее точно может быть рассчитан по формуле (13.48). Однако при современном программном обеспечении персональных компьютеров такого рода расчеты можно существенно уточнить, используя несложные математические модели процесса типа представленной ниже.

На рис. 13.29 схематически показаны [142] материальные балансы потоков в прямоточных аппаратах, к которым относятся скоростные газопромыватели. Количество жидкости V' .задерживаемое в элементарном объеме sdl (где s — площадь поперечного сечения, м^2, dl — длина элементарного объема) составляет

$$V'_ж = \frac{V_ж}{(v_г - v_{о г})s} = \frac{V_ж}{v_к s}, \qquad (13.49)$$

где $v_{о г}$ — скорость капель относительно газового потока, м/с; $v_к$ — скорость капель относительно стенок аппарата, м/с.

Материальный баланс по пыли для элементарного объема может быть записан в следующем виде

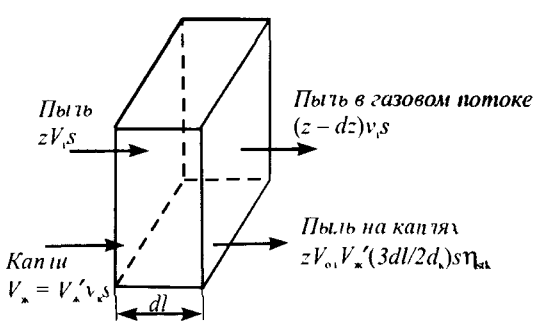


Рис. 13.29. К распределению материальных потоков в прямоточном аппарате

$$v_г z s - v_г (z - dz) s - v_{о г} V'_ж \frac{3}{2d_к} s \eta_{Stk} z dl = 0 \qquad (13.50)$$

или

$$-\frac{dz}{z} = \frac{3 v_{о г} V'_ж \eta_{Stk}}{2 v_к d_к} dl \qquad (13.51)$$

Подставляя значение $V'_ж$ из (13.49) в (13.51), получим

$$-\frac{dz}{z} = \frac{3 v_{о г} V_ж \eta_{Stk}}{2 v_к d_к V_г} dl \qquad (13.52)$$

При решении выражения (13.52) применительно к скрубберу Вентури был сделан **ряд допущений** [143]:

• газовый поток движется в одном направлении в изотермических условиях;

• частицы улавливаются только каплями жидкости, размер которых определяется по формуле (13.48);

• капли равномерно распределены по сечению трубы и не осаждаются на ее поверхности;

• доля сечения трубы, занятая каплями, очень мала, а их скорость на входе в горловину равна нулю;

• коэффициент сопротивления при движении капли в горловине трубы Вентури определяется по формуле [144]:

$$\xi_к = \xi'_к \left(\frac{v'_г}{v_г - v_к} \right)^{0,5} \qquad (13.53)$$

где $\xi_к'$ — коэффициент гидравлического сопротивления, определяемый по стандартной кривой в зависимости от $Re_к = v_г' d_к / v_г$ (где $v_г'$ — скорость газов на входе в горловину, м/с).

Выражение (13.53) применимо при значениях критерия $Re_к$ от 10 до 500, соответствующих рабочим условиям труб Вентури.

• Осаждение частиц происходит исключительно за счет инерционного механизма осаждения, эффективность которого может быть выражена формулой:

$$Stk = \frac{d_ч^2 \rho_ч (v_ч - v_к) C_К}{18 \mu_г d_к}. \qquad (13.54)$$

• Поскольку единственной силой, действующей на каплю, является сила сопротивления ее движению в газовом потоке, уравнение движения одиночной капли можно записать в виде:

$$\frac{dv_к}{dl} = \frac{3 \rho_г (v_г - v_к)^2}{4 \rho_ж d_к v_к} \xi_к. \qquad (13.55)$$

Преобразуем выражения (13.52), (13.54) и (13.55), проводя следующую замену переменных $v_к' = v_к / v_г'$; $l^* = (2 d_к \rho_ж / 3 \xi_к' \rho_г l)^{-1}$ и $z^* = z / z'$.

Тогда получим

$$-\frac{dz^*}{z^*} = \frac{V_ж \rho_ж (1-v_к^*)\eta_{Stk'}}{V_г \rho_г \xi_к' v_к^*} dl^*, \tag{13.56}$$

$$\eta_{Stk} = \left[\frac{(1-v_к^*)Stk}{(1-v_к^*)Stk' + 0{,}35}\right]^2, \tag{13.57}$$

$$\frac{dv_к^*}{dl^*} = \frac{(1-v_к^*)^{1,5}}{2v_к^*}, \tag{13.58}$$

где

$$Stk' = \frac{d_ч^2 \rho_ч v_г' C_К}{18\mu_г d_к}.$$

Решение уравнения (13.58) относительно скорости капли $v_{кl}^*$ (м/с) на некотором расстоянии l (м), пройденном каплей от входа в горловину, дает следующий результат:

$$v_{кl}^* = 2[1 - x^2 + (x^4 - x^2)^{0,5}] \tag{13.59}$$

где

$$x = \frac{3l_г \xi_к' \rho_г}{16 d_к \rho_ж} + l = (L_г' + 8)/8 \tag{13.60}$$

$L_г^* = 3\xi_к' \rho_г l_г / 2 d_к \rho_ж$ — безразмерная длина горловины.

При подстановке выражений (13.57) и (13.58) в (13.56) получим

$$\frac{dz^*}{z^*} = -\frac{2V_ж \rho_ж}{V_г \rho_г \xi_к'} \cdot \frac{(1-v_к^*)^{1,5}}{\left(1 - v_к^* + \frac{0{,}35}{Stk'}\right)^2} dv_к'. \tag{13.61}$$

а после интегрирования

$$\frac{\ln\xi}{B} = \frac{\ln(z_l / z')}{B} = \frac{1}{Stk'(1-v_{кl}^*) + 0{,}35}\left\{4Stk'(1-v_{кl}^*)^{1,5} + 4{,}2(1-v_{кl}^*)^{0,5} - \right.$$

$$\left. - 5{,}02(Stk')^{0,5}\left(1 - \upsilon_{кl}^* + \frac{0{,}35}{Stk'}\right)\text{arctg}^{-1}\left[\frac{(1-v_{кl}^*)Stk'}{0{,}35}\right]^{0,5}\right\} - \tag{13.62}$$

$$- \frac{1}{Stk' + 0{,}35}\left[4Stk' + 4{,}2 - 5{,}02(Stk')^{0,5}\left(1 + \frac{0{,}35}{Stk'}\right)\text{arctg}^{-1}\left(\frac{Stk'}{0{,}35}\right)^{0,5}\right]$$

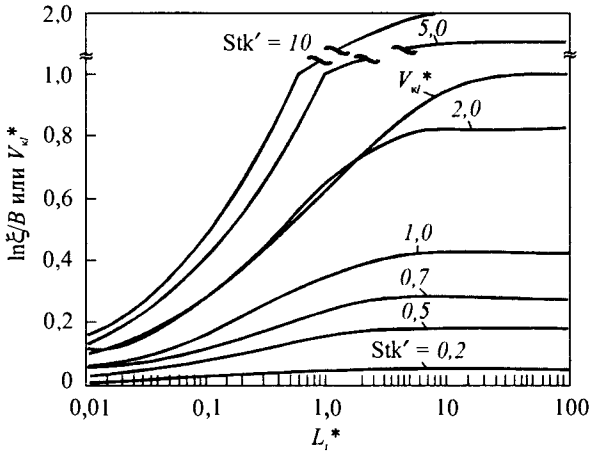


Рис. 13.30. Зависимость теоретической эффективности осаждения частиц и скорости капель от безразмерной длины горловины трубы Вентури. (Объяснение см. в тексте)

где $B = V_ж \rho_ж / (V_г \rho_г \xi_к')$; z_l — концентрация пыли в газах после прохождения участка горловины длиной l, кг/м^3.

Из выражения (13.62) следует, что у скруббера Вентури с длинной горловиной $v^*_{кл} \to 1$ и первый многочлен в правой части выражения стремится к нулю.

На рис. 13.30 показана графическая интерпретация уравнений (13.59) и (13.62). Из данных рисунка следует, что с увеличением длины горловины растет эффективность скруббера Вентури. Это влияние более существенно при улавливании крупных частиц пыли, т.е. при больших значениях Stk′. Полученный вывод указывает на целесообразность применения труб Вентури с длинными горловинами, однако этот прием должен вызвать увеличение гидравлического сопротивления аппарата. Поэтому при выборе длины горловины необходимо учитывать и этот очень важный фактор.

Авторы работы [143], анализируя рис. 13.30 рекомендуют применять горловины, безразмерная длина которых $L_г^* = 2–3$. Дальнейшее удлинение горловины не дает существенного выигрыша в эффективности улавливания пыли.

Теоретический расчет эффективности скруббера Вентури достаточно сложен и не всегда может быть осуществим. Поэтому на практике предпочтительнее пользоваться энергетическим методом расчета мокрых пылеуловителей.

– ТЕПЛООБМЕН В ТРУБЕ ВЕНТУРИ

Если газ охлаждается в трубе Вентури, то, пренебрегая потерями в окружающую среду (не более 3–5 %), тепловой баланс можно выразить следующим равенством:

$$Q_1 = Q_2 + Q_3, \tag{13.63}$$

где Q_1 — тепло, отдаваемое газом, кВт; Q_2 — тепло, затрачиваемое на нагрев орошающей жидкости от начальной температуры $t_н$ до конечной температуры $t_к$, кВт; Q_3 —тепло, затрачиваемое на испарение части орошающей жидкости, кВт. Тепло, отдаваемое газом:

$$Q_1 = V_{ос}[c_р(t_1 - t_2) + x_1(i_1 - i_2)], \tag{13.64}$$

где $V_{ос}$ — объемный расход сухих газов, м^3/с; $c_р$ — теплоемкость сухих газов, кДж/(м^3·К); t_1 и t_2 — начальная и конечная температуры газа, °С; x_1 — начальное объемное влагосодержание газа, кг/м^3; i_1 и i_2 — начальная и конечная энтальпии водяного пара, кДж/кг.

Тепло, затрачиваемое на нагрев орошающей воды при условии, что она нагревается до температуры мокрого термометра $t_м$:

$$Q_2 = V_2 m(i_м - i_н), \tag{13.65}$$

где V_2 — объем газов на выходе, м³/с; m — удельный расход воды, рассчитанный по условиям выхода, кг/м³; $i_м$ и $i_н$ — начальная и конечная энтальпии воды, кДж/кг.

Тепло, затрачиваемое на испарение части подаваемой воды,

$$Q_3 = V_2 \varphi m(i_м - i_н), \tag{13.65}$$

где φ — коэффициент испарения.

Подставив развернутые выражения в уравнение теплового баланса, можно решить его методом последовательного приближения относительно любой интересующей нас величины.

Температуру газов на выходе из трубы Вентури можно определить по следующей эмпирической зависимости, справедливой в пределах скоростей газов в горловине ϖ_2 = 50÷150 м/с при удельных расходах воды m = 0,6÷1,3 кг/м³ и начальной температуре газов t_1 = 100÷900 °С:

$$t_2 = (0{,}133 - 0{,}041m)t_1 + 35 \tag{13.66}$$

НИИОгазом предложено оценивать эффективность теплообмена в трубах Вентури с помощью условного коэффициента теплопередачи $K_{усл}$, отнесенного к единице массового расхода газа:

$$K_{усл} = Q / M_г \Delta t, \tag{13.67}$$

где Q — количество отдаваемого газом тепла, Вт; Δt — средняя разность температур между газом и водой, °С; $M_г$ — массовый расход газа, кг/с.

Величину условного коэффициента теплопередачи в пределах скоростей газа ϖ_2 = 17÷160 м/с и удельных расходов воды m = 0,12÷4,0 кг/м³ можно определять по следующей эмпирической зависимости: $K_{усл} = A v_г^B m^C$. Численные значения коэффициентов могут быть приняты приближенно равными: A = 0,05÷0,07; B = 0,51; C = 0,71.

– ОРГАНИЗАЦИЯ ОРОШЕНИЯ ТРУБ ВЕНТУРИ

По способу подачи жидкости трубы Вентури, применяемые в металлургии, делят на три группы: а) с форсуночным орошением (рис. 13.31, *а*); б) с пленочным орошением (рис. 13.31, *б*); в) с периферийным орошением (рис. 13.31, *в*).

При центральной подаче воды (рис. 13.31, *а*) форсунку устанавливают на расстоянии (1–1,5)d_1 перед конфузором. Максимальный диаметр зоны орошения форсунки не должен превышать 500 мм; при больших диаметрах газопровода можно устанавливать несколько форсунок. Расход воды на форсунку определяют по формуле

$$V_в = mV_г/n, \tag{13.68}$$

где n — число форсунок.

Диаметр отверстия форсунки $d_ф$ находят из выражения

$$d_ф = \sqrt{\frac{4V_в}{\mu\pi\sqrt{2p/\rho_в}}}, \tag{13.69}$$

где μ — коэффициент расхода воды приближенно равен 0,73; p — давление воды перед форсункой (не менее 150 кПа); $\rho_в$ — плотность воды, кг/м³.

Периферийную подачу жидкости применяют в трубах Вентури как круглого, так и прямоугольного сечения. Такая подача позволяет организовать более равномерное орошение в трубах больших

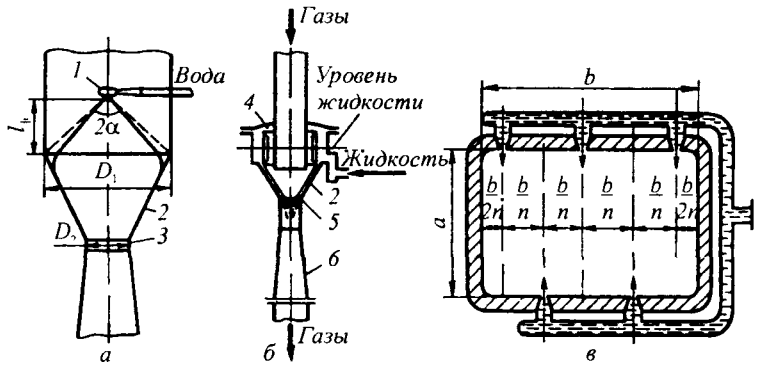


Рис. 13.31. Способы орошения труб Вентури:
а — форсуночное орошение; *б* — пленочное орошение; *в* — периферийное **орошение.** *1* — **форсунка**; *2* — конфузор; *3* — горловина; *4* — камера для воды; *5* — уступ; *6* — диффузор

размеров, особенно прямоугольных, через отверстия с двух противоположных сторон, расположенных в шахматном порядке. Необходимое число отверстий n для ввода воды (диаметром d_0) приближенно может быть определено по следующей формуле:

$$n = a\theta_г \sqrt[3]{m} / 3\theta_ж d_0, \qquad (13.70)$$

где a — ширина горловины прямоугольной трубы Вентури; $\theta_г$ и $\theta_ж$ — кинематические коэффициенты вязкости соответственно газа и жидкости.

Вода чаще всего подается в начальный участок горловины. Периферийная подача допускает чистку отверстий без прекращения работы аппарата, значительно снижает абразивный износ и замедляет рост отложений на орошающих устройствах. При пленочном орошении подаваемая вода непрерывно стекает по стенкам конфузора, образуя возобновляющуюся пленку (рис. 13.31, *б*). Дробление пленки на капли происходит за счет энергии высокоскоростного потока газа. Основным преимуществом пленочного орошения являются отсутствие мелких отверстий, склонных к зарастанию и засорению, а также возможность подачи на орошение воды пониженного качества, что очень важно в условиях оборотного водоснабжения газоочисток. Пленочное орошение полностью устраняет отложения пыли, образующиеся обычно на границе между сухой и смоченной поверхностями конфузора. Однако пленочное орошение обеспечивает равномерность распределения воды по сечению только при ширине или диаметре горловины не более 100 мм.

В некоторых конструкциях применяют комбинированные способы орошения, например центральную подачу совмещают с пленочной.

– РАЗЛИЧНЫЕ ТИПЫ СКРУББЕРОВ ВЕНТУРИ

Существует большое число конструкций скрубберов Вентури, отличающихся сечением и длиной горловины, способом подвода орошающей жидкости, компоновкой и т.д. По конфигурации поперечного сечения трубы Вентури подразделяются на круглые, щелевые и кольцевые. Круглые трубы Вентури имеют преимущественное распространение при малых объемах очищаемых газов. При больших объемах газов целесообразно применять трубы Вентури с кольцевой горловиной и центральным подводом орошения или щелевые трубы Вентури с пленочным орошением.

Иногда при больших объемах очищаемых газов применяют батарейные или групповые компоновки скрубберов Вентури.

Достоинством батарейной и групповой компоновок является возможность отключения части труб при переменных расходах газов, т.е. ступенчатого регулирования. Однако вопрос регулиро-

вания может решаться также с помощью труб с переменным сечением горловины, байпасированием части газов и изменением удельного орошения.

Регулирование производится в соответствии с существующей зависимостью между степенью очистки газов и гидравлическим сопротивлением трубы Вентури, согласно которой при постоянном гидравлическом сопротивлении степень очистки газов остается практически неизменной. Поэтому при изменении количества очищаемых газов важно поддерживать постоянное гидравлическое сопротивление. Это возможно либо при сохранении постоянной скорости газов в горловине трубы, либо при изменении величины удельного орошения. Второй способ регулирования менее удобен, так как $\Delta p_{\text{г}}$ пропорционально удельному орошению в первой степени, а скорости газов в горловине — в квадрате. В газоочистной технике этот способ получил применение в основном при небольших колебаниях объема очищаемых газов.

Наибольшее распространение получили два способа регулирования, при которых скорость газов в горловине остается постоянной величиной: возврат части очищенных газов в систему очистки и изменение сечения горловины трубы Вентури. Первый способ более прост, но менее экономичен.

Регулирование сечения трубы Вентури производят по величине гидравлического сопротивления трубы Вентури или по мощности, потребляемой дымососом или вентилятором. Исполнительные механизмы регуляторов сечения выполняются в виде механических или пневматических передач.

В настоящее время разработано несколько десятков конструкций труб Вентури с регулируемым сечением горловины. Промышленное применение в нашей стране нашли две конструкции: труба Вентури щелевого сечения [145, с. 6], в которой регулирование площади горловины осуществляется с помощью поворотных заслонок (рис. 13.32), и труба Вентури кольцевого сечения (рис. 13.33) в которой вдоль оси перемещается регулирующий конус [146]. Вторая конструкция представляется более надежной, так как в ней регулирующий механизм вынесен из зоны контакта с запыленным газом.

По гидродинамическим характеристикам скрубберы Вентури можно условно подразделить на высоконапорные и низконапорные. Первые применяются для тонкой очистки газов от микронной и субмикронной пыли и характеризуются высоким гидравлическим сопротивлением (до 20000–30000 Па); вторые используются главным образом для подготовки (кондиционирования) газов перед другими пылеулавливающими аппаратами и для очистки аспирационного воздуха: их гидравлическое сопротивление не превышает 3000–5000 Па. Для работы в низконапорном режиме иногда ис-

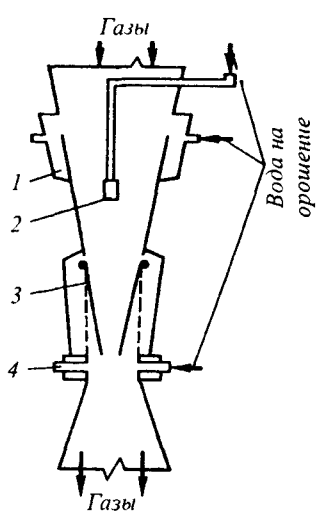


Рис. 13.32. Труба Вентури с регулируемым сечением щелевой горловины:
1 — карман пленочного орошения; *2* — форсунка; *3* — регулировочные лопасти; *4* — форсунки нижнего яруса орошения

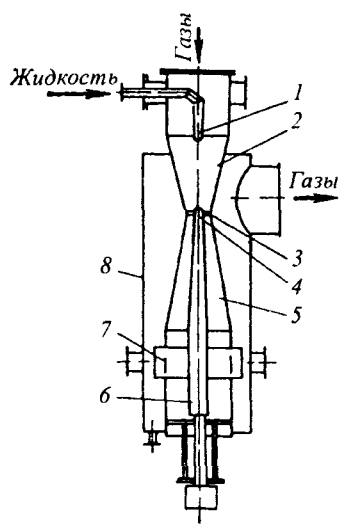


Рис. 13.33. Труба Вентури с регулируемым сечением кольцевой горловины:
1 — форсунка; *2* — конфузор трубы; *3* — горловина; *4* — регулирующий конус; *5* — диффузор; *6* — направляющий шток; *7* — центробежный каплеуловитель: *8* — корпус

пользуют трубы Вентури с удлиненными горловинами. (В этом случае более глубоко протекают процессы охлаждения газов.)

В зависимости от способа подвода орошающей жидкости (рис.13.34) можно выделить следующие основные типы аппаратов:

1) с центральным (форсуночным) подводом жидкости в конфузор (или перед ним);

2) с периферийным орошением (в конфузоре или в горловине);

3) с пленочным орошением;

4) с подводом жидкости за счет энергии газового потока.

С аэродинамической точки зрения оптимальная конфигурация трубы Вентури (рис. 13.35) обеспечивается при следующих соотношениях размеров ее элементов:

Конфузор:
- диаметр входного сечения, м ..... d'
- угол сужения, град ..... $\alpha' = 25–28$
- длина ..... $l' = (d' - d_г)/(2 \operatorname{tg} \alpha'/2)$

Горловина:
- диаметр, м ..... $d_г$
- длина, м ..... $l_г = 0{,}15 d_г$

Диффузор:
- диаметр выходного сечения, м ..... d^*
- угол раскрытия, град ..... $\alpha'' = 6–7$
- длина, м ..... $l'' = (d'' - d_г)/(2 \operatorname{tg} \alpha''/2)$

Однако по конструктивным соображениям определенное применение нашли также трубы с размерами, отличными от оптимальных. Например, при компоновке батарейных скрубберов Вентури используются трубы Вентури с углом сужения конфузора 63° и с укороченным диффузором; в ряде установок применяются трубы Вентури с удлиненными горловинами $l_г = (3–5)\, d_э$; где $d_э$ — эквивалентный диаметр горловины, м.

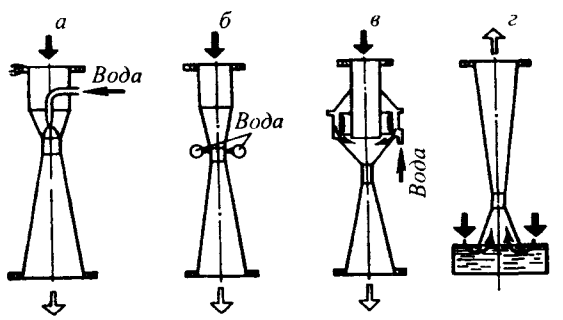


Рис. 13.34. Конструкция труб Вентури:
а — центральный форсуночный подвод жидкости; *б* — периферийное орошение; *в* — пленочное орошение; *г* — бесфорсуночное орошение

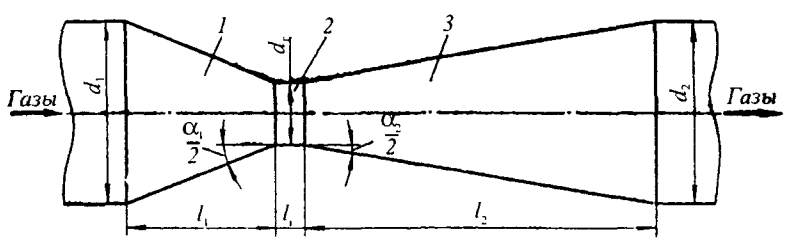


Рис. 13.35. Нормализованная труба Вентури:
1 — конфузор; *2* — горловина; *3* — диффузор

Представляют интерес так называемые эжекторные скрубберы Вентури, в которых основная доля энергии, затрачиваемой на очистку газа, подводится к орошающей жидкости через расположенную в конфузоре форсунку под давлением 0,6–1,2 МПа и выше. Энергия высокоскоростной струи жидкости расходуется, с одной стороны, на эжектирование и транспортировку газа через аппарат, а с другой — на очистку газа. При соответствующих давлениях и расходах орошающей жидкости можно не только довести до нуля гидравлическое сопротивление аппарата, но и создать положительный напор. В промышленной практике имеются примеры работы эжекторных скрубберов без дымососов с выбросом очищенных газов непосредственно в дымовую трубу. Скорость газового потока в сечении горловины (камеры смешения) рекомендуется выбирать в пределах 10–35 м/с, а длину камеры смешения — около трех ее диаметров. Скорость истечения жидкости из форсунки в эжекторных скрубберах значительно выше, чем в скрубберах Вентури обычного типа.

Разработан типоразмерный ряд эжекторных скрубберов типа СЭЖ производительностью от 50 до 5000 м^3/ч (рис. 13.36). Гидродинамическая характеристика эжекторного скруббера приведена на рис. 13.37. Максимально возможное разрежение, создаваемое системами этого типа, 0,6 кПа. Для сокращения удельных расходов орошающей жидкости m рекомендуется увеличивать давление перед форсункой до 5–10 МПа. Перспективным представляется использовать для орошения эжекторных скрубберов перегретую воду, образующую при прохождении через сопло двухфазную систему пар—жидкие капли.

Для установок с изменяющимся во времени расходом газа применяют трубы Вентури с регулируемым сечением горловины, позволяющие сохранять в горловине оптимальную скорость, несмотря на колебания расхода газа. НПО "Энергосталь" разработана конструкция такой трубы с поворотными лопастями (рис. 13.38, *а*). Предложены конструкции, в которых изменение сечения горловины осуществляется с помощью возвратно-поступательного движения конической вставки, размещенной в конфузоре или диффузоре (рис.13.38, *б*). Существуют и другие конструкции, не получившие, однако, широкого распространения.

Трудности организации орошения крупных труб Вентури круглого сечения вызвали необходимость создания групповых компоновок, состоящих из нескольких параллельно работающих труб.

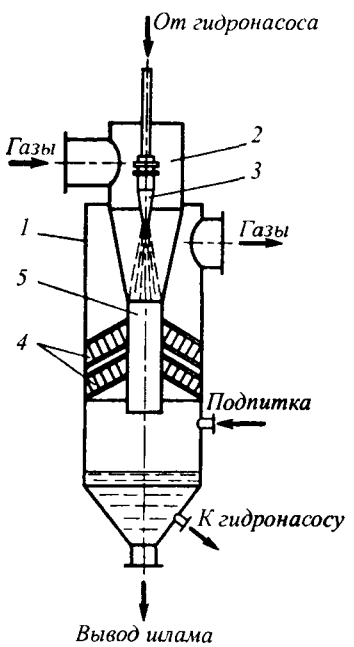


Рис. 13.36. Эжекторный скруббер типа СЭЖ:
1 — корпус; *2* — камера всасывания; *3* — форсунка; *4* — сетчатый пылеуловитель; *5* — камера смешения

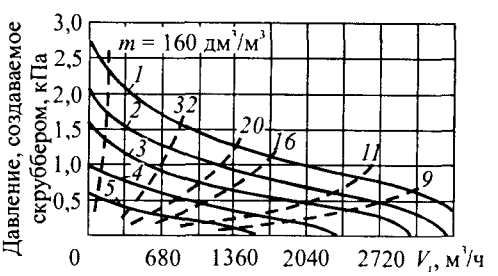


Рис. 13.37. Гидродинамическая характеристика эжекторного скруббера при различных давлениях нагнетателя:
1 — 700 кПа; *2* — 566; *3* — 420; *4* — 280; *5* — 140 кПа

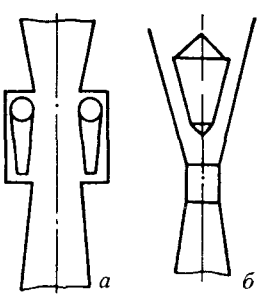


Рис. 13.38. Схемы прямоугольных и круглых труб Вентури с регулируемой горловиной:
а — с поворотными лопастями; *б* — с конической вставкой

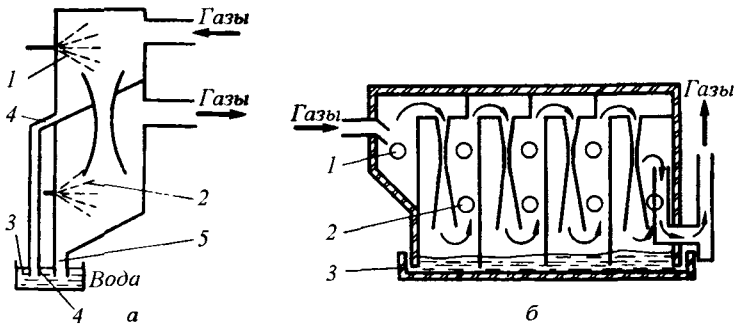


Рис. 13.39. Конденсационная система труб Вентури ("Соливор"):
1 — форсунка тонкого распыления; *2* — форсунка грубого распыления; *3* — резервуар-отстойник; *4* — вывод крупных частиц; *5* — вывод мелких частиц

Широкое распространение получила групповая компоновка из шести – восьми труб Вентури, позволяющая вести наблюдение за каждой трубой и регулировать ее работу. Иногда применяют батарейные компоновки из труб диаметром 90 мм с общим орошением для всей батареи.

Трубы Вентури с регулируемой прямоугольной горловиной большого сечения достаточно хорошо зарекомендовали себя на практике. Во избежание излишне больших размеров и в целях некоторого резервирования в большинстве случаев устанавливают две трубы, работающие параллельно с не полностью открытой горловиной. При выходе из строя одной трубы другая может работать с повышенной пропускной способностью.

При улавливании высокодисперсных пылей применяют компоновки с последовательным включением двух труб с прямоугольной регулируемой горловиной. При этом первая по ходу газов труба работает с малым перепадом давления, подготавливая газы к очистке, а вторая — в режиме тонкой очистки. Такие схемы широко применяют при очистке газов конвертерного и ферросплавного производства.

Интересна предложенная французской фирмой "Ирсид – Кафл" батарейная компоновка труб Вентури системы "Соливор", работающая с использованием конденсационного эффекта (рис. 13.39, *а*). Система состоит из четырех расположенных друг за другом ступеней (рис. 13.39, *б*), в каждой из которых размещено несколько низконапорных труб Вентури. Запыленный газовый поток поступает во входную камеру, где насыщается влагой вследствие орошения тонкораспыленной жидкостью. При этом происходит осаждение крупных частиц пыли. Насыщенные влагой газы поступают в трубы Вентури первой ступени. В конфузоре давление газа падает, что сопровождается испарением капель влаги, содержащихся в газе. В диффузоре вследствие увеличения давления происходит конденсация водяных паров на частицах пыли, которые быстро укрупняются и осаждаются с помощью грубораспыленной воды. Освобожденные от укрупненных частиц газы направляются во вторую ступень, где процесс повторяется и т. д. Четырех ступеней оказывается достаточно, чтобы частицы пыли средним диаметром 0,3 мкм улавливались на 99,9 %.

Гидравлическое сопротивление аппарата составляет 4000 Па, однако, он требует большого расхода воды высокого качества и очень тонкого распыления, сопровождаемого значительными затратами энергии. Поэтому экономическая выгода не столь велика.

– РАСЧЕТ СКРУББЕРОВ ВЕНТУРИ

В настоящее время наиболее часто расчет эффективности производят на основе энергетического метода.

Определение гидравлического сопротивления. Потеря давления в трубе Вентури зависит от скорости газов в горловине $\varpi_г$ и удельного расхода воды m и определяется как сумма двух слагаемых:

$$\Delta p_г = \Delta p_с + \Delta p_ж \qquad (13.71)$$

где $\Delta p_с$ — **гидравлическое сопротивление сухой трубы (без орошения), исчисляемое по известной** формуле

$$\Delta p_с = \zeta_с \varpi_г^2 \rho_г / 2, \tag{13.72}$$

здесь $\zeta_с$ — коэффициент сопротивления сухой трубы (круглого и прямоугольного сечения). При длине горловины $l_г = 0{,}15\, d_э$, $\zeta_с = 0{,}12 \div 0{,}15$; $\varpi_г$ — скорость газа в горловине трубы при рабочих условиях, м/с; $\rho_г$ — плотность газа при рабочих условиях, кг/м^3.

Для труб круглого или прямоугольного сечений с удлиненной горловиной в пределах $10 d_{2э} > l_г > 15 d_{2э}$ и скоростей в горловине до 150 м/с коэффициент сопротивления

$$\zeta_с = 0{,}165 + 0{,}034 \frac{l_г}{d_{2э}} - \left(0{,}06 + 0{,}028 \frac{l_2}{d_{2э}}\right) \mathrm{Ma}, \tag{13.73}$$

где Ма — число Маха; Ма = $\varpi_г / \varpi_{зв}$, здесь $\varpi_{зв}$ — скорость звука. **Гидравлическое сопротивление,** обусловленное введением жидкости, подсчитывают по формуле

$$\Delta p_ж = \zeta_ж (m \varpi_г^2 \rho_ж / 2) \tag{13.74}$$

Коэффициент $\zeta_ж$ **определяют из** выражения

$$\zeta_ж = A \zeta_с^{1+B}, \tag{13.75}$$

где A и $(1 + B)$ — эмпирические коэффициенты (табл. 13.4).

Другой подход к определению гидравлического сопротивления труб Вентури был применен в работе [147]. Авторы работы пренебрегли потерями на трение при движении газового потока о стенки аппарата и изменением давления за счет расширения газов в диффузоре, считая что второе допущение в некоторой степени компенсирует первое. Было принято, что основные потери давления в трубе Вентури связаны с ускорением (разгоном) капель в горловине. Кроме того, были сделаны следующие допущения:

1) осевая скорость жидкости на входе в горловину равна нулю;
2) размер капель может быть рассчитан по формуле Нукиямы – Таназавы;
3) газовый поток движется в одном направлении и несжимаем;
4) количество жидкости в любом поперечном сечении газового потока незначительно.

Таблица 13.4

Значения коэффициентов A и $(1 + B)$

Способ подвода орошения	Скорость газов в горловине, м/с	Длина горловины, м	Коэффициенты	
			A	$1 + B$
Центральный и пленочный в конфузор	>80 <80	$(0{,}15–12{,}0) \times d_э$	$1{,}68 \times (l_г/d_э)^{0.29}$ $3{,}49 \times (l_г/d_э)^{0.266}$	$1–1{,}12 (l_г/d_э)^{0.045}$ $1–0{,}98\ (l_г/d_э)^{0.026}$
Центральный перед конфузором или орошение площади перед батареей труб Вентури	40–150	$0{,}15 d_э$	0,215	–0,54
Периферийный в конфузор перпендикулярно газовому потоку	>80 <80	$0{,}15 d_э$	13,4 1,4	0,024 –0,316
Центральный в конфузор трубы Вентури оптимальной конфигурации	40–150	$0{,}15 d_э$	0,63	–0,3

В этом случае уравнение баланса сил для элементарного объема, преодолеваемого газовым потоком, имеет вид:

$$dp = -\rho_{ж} v_{т} (V_{ж} / V_{г}) dv_{к}. \tag{13.76}$$

После интегрирования выражения (13.76) получаем

$$\Delta p_{р} = -\rho_{ж} v_{г} (V_{ж} / V_{г}) v_{к_2}. \tag{13.77}$$

где $v_{к_2}$ — скорость капель жидкости на выходе из горловины, м/с.

Величина $v_{к_2}$ может быть рассчитана с помощью выражения (13.59)

$$v_{к_2} = -v^{*}_{к_2} v_{г} = 2v_{г}[1 - x^2 + (x^4 - x^2)^{0,5}]. \tag{13.78}$$

Тогда, подставляя выражение (13.78) в (13.77), получаем

$$\Delta p_{р} = -2\rho_{ж} v_{г}^2 (V_{ж} / V_{г}) \left(1 - x^2 + \sqrt{x^4 - x^2}\right). \tag{13.79}$$

Авторы работы [91] указывают на достаточно хорошее совпадение расчетных значений $\Delta p_{р}$, полученных по уравнению (13.79) с экспериментальными данными как при центральном, так и периферийном подводах орошения.

Выбор и расчет каплеуловителей. Наиболее часто в качестве каплеуловителей применяют прямоточные циклоны или центробежные скрубберы системы ВТИ. Необходимый диаметр каплеуловителя выбирают исходя из условной скорости в циклоне $\varpi_{ц}$, которая должна находиться в пределах 2,5–4,5 м/с, и объемного расхода газа $V_{г}$:

$$D_{ц} = 1{,}13 \sqrt{\frac{V_{г}}{\varpi_{ц}}}. \tag{13.80}$$

Активная высота каплеуловителя $H_{ц}$ в зависимости от скорости газа в циклоне принимается равной:

$\varpi_{ц}$, м/с	2,5–3	3–3,5	3,5–4,5	4,5–5,5
$H_{ц}$ (в долях $D_{ц}$)	2,5	2,8	3,8	4,5

Гидравлическое сопротивление каплеуловителя

$$\Delta p_{ц} = \zeta \frac{\varpi_{ц}^2 \rho_{г}}{2}. \tag{13.81}$$

Для прямоточного циклона ζ =30÷33, для циклона типа ЦН-24 с разрывом в выхлопной трубе ζ = = 70. Плотность газа в циклоне принимается равной плотности газа на выходе из трубы Вентури.

Таким образом, общее гидравлическое сопротивление скруббера Вентури Δp_{0} равно сумме сопротивлений трубы Вентури $\Delta p_{т}$ и каплеуловителя $\Delta p_{к}$:

$$\Delta p_{0} = \Delta p_{т} + \Delta p_{к}.$$

13.2.2. УНИФИЦИРОВАННЫЕ ТИПОРАЗМЕРЫ СКРУББЕРОВ ВЕНТУРИ

Аэродинамически оптимальными являются следующие соотношения размеров труб Вентури круглого сечения, в соответствии с которыми эти трубы нормализованы (см. рис. 13.35): длина горловины $l_г = 0{,}15d_г$ ($d_г$ — диаметр горловины); угол сужения конфузора $\alpha_1 = 25 \div 28°$; длина конфузора $l_1 = (d_1 - d_г)/2\mathrm{tg}(\alpha_1/2)$; угол расширения диффузора $\alpha_2 = 6 \div 8°$; длина диффузора $l_2 = (d_2 - d_1)/2\mathrm{tg}(\alpha_2/2)$; диаметры входного и выходного сечений конфузора и диффузора d_1 и d_2 принимают равными диаметрам подводящего и отводящего трубопроводов.

Однако в промышленности при малых скоростях газа и мелкодисперсной пыли иногда применяют трубы Вентури с удлиненной горловиной $l_г = (3 \div 5)d_г$, что обеспечивает повышенную эффективность.

Для очистки запыленных технологических газов НИИОгазом разработаны два типоразмерных ряда скрубберов Вентури: ряд прямоточных высоконапорных аппаратов типа ГВПВ (газопромыватели Вентури, прямоточные, высоконапорные) (рис 13.40) и ряд кольцевых аппаратов с регулируемым сечением горловины типа СВ. Для обоих типов аппаратов концентрация пыли на входе не должна превышать 30 г/м^3, а температура 400 °С.

В основу типоразмерного ряда ГВПВ положены нормализованная труба круглого сечения с указанными выше соотношениями размеров и малогабаритный прямоточный циклон типа КЦТ (рис. 13.41). Подача орошающей жидкости производится в конфузор трубы Вентури с помощью одной или нескольких цельнофакельных форсунок. Удельный расход воды может изменяться от 0,5 до 2,5 дм/м^3, а величина гидравлического сопротивления от 6 до 12 кПа. Скорость газа в каплеуловителе 4–5,6 м/с; при этом его гидравлическое сопротивление составляет порядка 350 Па, а конечная концентрация капельной влаги находится в пределах 20–40 мг/м^3. При эксплуатации труба Вентури может устанавливаться в любом положении (вертикально, горизонтально, наклонно). Основные технические данные ряда ГВПВ приведены в табл. 13.5 и 13.6, а эксплуатационные показатели на рис. 13.42.

Унифицированный типоразмерный ряд скрубберов Вентури типа СВ с кольцевым сечением горловины объединяет аппараты двух модификаций. Первая модификация (рис. 13.43) охватывает четыре типоразмера аппаратов производительностью от 2 до 50 тыс. м^3/ч. В аппаратах этой модифика-

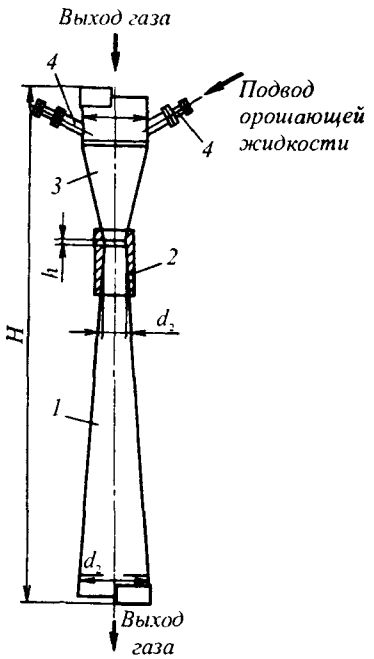


Рис. 13.40. Труба Вентури типа ГВПВ: *1* — диффузор; *2* — горловина; *3* — конфузор; *4* — подвод орошающей жидкости

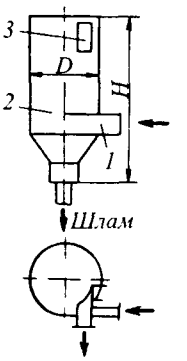


Рис. 13.41. Каплеуловитель типа КЦТ: *1* — входной патрубок; *2* — корпус; *3* — выходной патрубок

Рис. 13.42. Производительность труб Вентури типа ГВПВ при различном гидравлическом сопротивлении: *а* — 6 кПа; *б* — 8; *в* — 10; *г* — 12 кПа

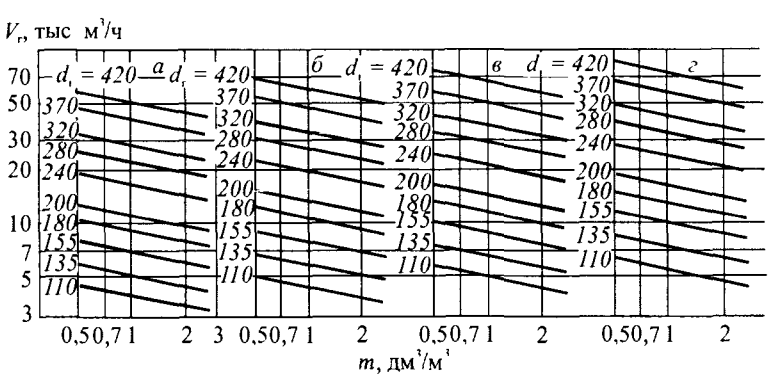


Таблица 13.5

Технические характеристики аппаратов типа ГВПВ (см. рис. 13.39)

Типоразмер	Площадь сечения горловины, $м^2$	Производительность (по условиям выхода), $м^3/ч$	Основные размеры, мм					Масса, кг
			d_1	d_2	d_3	h	H	
ГВПВ-0,006	0,006	1700–3500	273	85	219	12	1850	70
ГВПВ-0,010	0,010	3100–6500	377	115	325	17	2500	120
ГВПВ-0,014	0,014	4140–8400	400	135	377	20	2940	150
ГВПВ-0,019	0,019	5590–11340	480	155	400	24	3140	175
ГВПВ-0,025	0,025	7450–15120	600	180	480	27	3790	257
ГВПВ-0,030	0,030	9320–18900	630	200	530	30	4025	310
ГВПВ-0,045	0,045	13800–28000	720	240	630	35	4620	420
ГВПВ-0,060	0,060	18630–37800	900	280	720	40	5425	560
ГВПВ-0,080	0,080	23460–47600	1000	320	820	50	5940	675
ГВПВ-0,100	0,100	32430–65800	1120	370	1000	55	7240	975
ГВПВ-0,140	0,140	41400–84000	1320	420	1120	65	8140	1200

Примечания. 1. Температура газа до 400 °С. 2. Давление жидкости перед форсункой 0,08–0,98 МПа. 3. Удельный расход орошающей жидкости 0,5–2,5 $дм^3/м^3$.

Таблица 13.6

Технические характеристики циклона типа КЦТ

Типоразмер	Внутренний диаметр D, мм	Полная высота H, мм	Производительность, $м^3/ч$	Масса, кг
КЦТ-400	400	1210	1700	85
КЦТ-500	500	1750	3100–3890	154
КЦТ-600	600	2000	3890–5600	168
КЦТ-700	700	2220	5600–7625	218
КЦТ-800	800	2462	7625–9960	268
КЦТ-900	900	2754	9960–12600	332
КЦТ-1000	1000	3004	12600–15560	408
КЦТ-1200	1200	3557	15560–22410	708
КЦТ-1400	1400	4107	22410–30500	908
КЦТ-1600	1600	4607	30500–39840	1158
КЦТ-1800	1800	5208	39840–50420	1558
КЦТ-2000	2000	5758	50420–62245	1828
КЦТ-2200	2200	6408	62245–75315	2268
КЦТ-2400	2400	6908	75315–84000	2648

ции предусмотрена регулировка сечения горловины с помощью перемещения вверх и вниз конического обтекателя с углом раскрытия 7°. Труба-распылитель имеет на диффузоре закручивающую поток розетку и устанавливается внутри центробежного каплеуловителя. Максимальное сечение горловины — при нижнем положении обтекателя, минимальное — при верхнем. Орошающая жидкость подается через форсунку с рассекающим конусом, установленную на уровне верхней кромки конфузора. Требуемый уровень гидравлического сопротивления обеспечивается за счет изменения скорости газа в кольцевой горловине в пределах 100–200 м/с и удельного расхода жидкости от 0,5 до 3,5 $дм^3/м^3$.

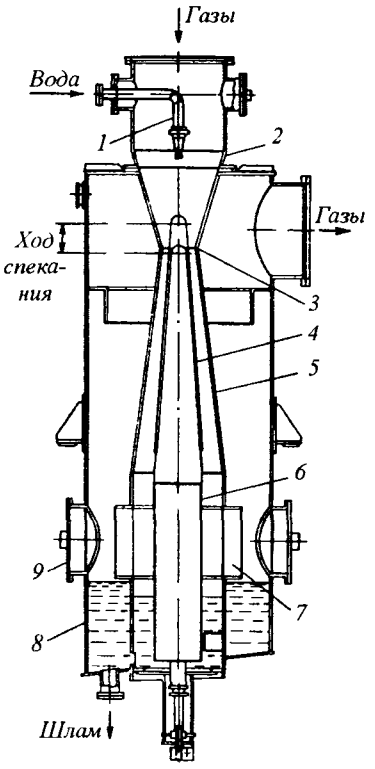


Рис. 13.43. Скруббер Вентури типа СВ с коническим обтекателем:
1 — форсунка; *2* — конфузор; *3* — горловина; *4* — регулирующий конический обтекатель; 5 — диффузор; *6* —заправляющий патрубок; *7* — центробежный завихритель; *8* — корпус каплеуловителя; *9* — люк

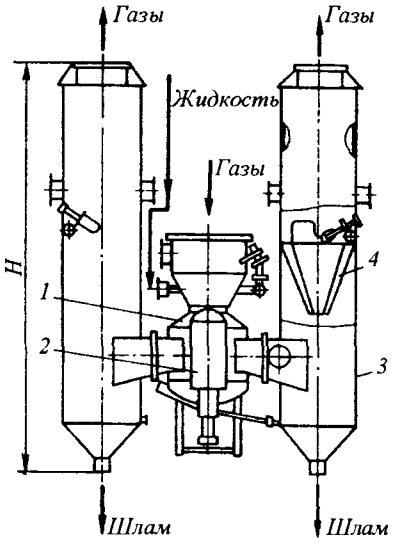


Рис. 13.44. Скруббер Вентури типа СВ с эллиптическим (плоским) обтекателем:
1 — труба-распылитель; *2* — регулирующая вставка с эллиптическим обтекателем; *3* — циклон-каплеуловитель; *4* — конический центробежный завихритель

Таблица 13.7

Технические характеристики кольцевых скрубберов Вентури типа СВ-Кк

Типоразмер	Объем очищаемых газов, тыс. м³/ч		Труба Вентури		Каплеуловитель			Масса, т
	максимальный	минимальный	диаметр[1], мм	ход обтекателя, мм	число	диаметр, м	скорость[2], м/с	
СВ-Кк-150/90-800	7	2	150/90	250	1	0,8	5,0/1,4	1,1
СВ-Кк-210/120-1200	15	7	210/120	250	1	1,2	5,0/2,3	1,9
СВ-Кк-300/180-1600	30	15	300/180	350	1	1,6	5,0/2,5	3,7
СВ-Кк-400/250-2200	50	30	400/250	350	1	2,2	5,0/3,0	6,6
СВ-Кк-900/820-1600	80	50	900/820	150	1	1,6	11,0/6,9	8,1
СВ.Кк-1020/920-2000	120	80	1020/920	185	1	2,0	10,6/7,1	10,7
СВ-Кк.1150/1020-2400	180	120	1150/1020	212	1	2,4	11,0/7,4	14,2
СВ-Кк-1380/1220-2000	240	160	1380/1220	245	2	2,0	10,6/7,1	20,0
СВ-Кк-1620/1420-2400	340	240	1620/1420	350	2	2,4	10,4/7,4	27,0
СВ-Кк-1860/1620-2800	500	340	1860/1620	400	2	2,8	11,3/7,7	34,0

[1] В числителе — горловины, в знаменателе — обтекателя.
[2] В числителе—максимальная, в знаменателе—минимальная.

Таблица 13.8

Технические характеристики скоростных золоуловителей типа МС-ВТИ

Типоразмеры	Диаметр аппарата, м	Полная высота корпуса, м	Длина трубы-распылителя, м	Номинальная производительность, тыс. м³/ч	Расход воды на орошение корпуса, т/ч	Масса аппарата, т
МС-ВТИ-2800	2,8	9,66	2,95	90	4,4	7,0
МС-ВТИ-3000	3,0	10,32	3,27	108	4,7	8,0
МС-ВТИ-3200	3,2	10,98	3,51	125	5,0	9,1
МС-ВТИ-3600	3,6	12,29	3,74	160	5,7	11,5
МС-ВТИ-4000	4,0	13,61	4,13	200	6,3	14,2
МС-ВТИ-4500	4,5	15,25	4,69	250	7,0	18,0

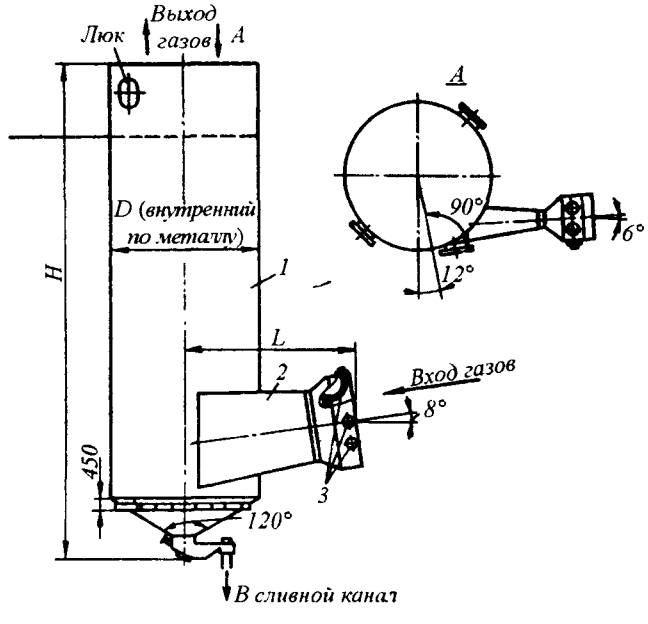


Рис. 13.45. Скоростной золоуловитель типа МС-ВТИ:
1 — каплеуловитель; *2* — труба-распылитель; *3* — форсунки

Вторая модификация кольцевых скрубберов Вентури имеет эллиптический (плоский) обтекатель и рассчитана на производительность от 50 до 500 тыс. м³/ч. Скруббер Вентури комплектуется из трубы-распылителя с регулируемым сечением горловины и отдельно стоящих (одного или двух) циклонов каплеуловителей (рис. 13.44). В качестве каплеуловителя используется циклон с нижним подводом газа и концентрически расположенным в нижней части коническим центробежным завихрителем. Подача орошающей жидкости производится в конфузор трубы Вентури с помощью эвольвентных форсунок, равномерно распределенных по периметру конфузора. Изменение гидравлического сопротивления аппарата от 4 до 12 кПа обеспечивается регулировкой скорости газа в сечении горловины от 80 до 180 м/с и изменением удельного расхода жидкости в пределах 0,5–3 дм³/м³. Основные технические характеристики кольцевых скрубберов Вентури типа СВ приведены в табл. 13.7.

Скрубберы типа МС-ВТИ. Центробежные скрубберы системы ВТИ предназначены для улавливания золы после паровых котлов энергоблоков мощностью до 200 МВт. В скрубберах Вентури типа МС-ВТИ (рис. 13.45) мокропрутковая решетка заменена трубой Вентури, установленной на входном тангенциально расположенном патрубке центробежного скруббера. Углы раскрытия диффузора и конфузора трубы-распылителя приняты соответственно равными 12 и 60°. Перед конфузором имеется цилиндрический участок, рассчитанный на скорость газа порядка 20 м/с. Наклон трубы-распылителя к горизонту 8° обеспечивает сток воды в корпус центробежного скруббера. Ряд скоростных золоуловителей разработан ВТИ (табл. 13.8).

В скоростных золоуловителях типа МС-ВТИ скорость газов в горловине трубы распылителя составляет 50–55 м/с, удельный расход воды в трубе Вентури 0,12–0,18 дм³/м³, гидравлическое сопротивление аппарата 0,8–1,1 кПа; степень очистки газов от золы 95–97 %. Удельный расход электроэнергии на очистку газов 1,2–1,5 мДж/(ч·м³).

Для расчета аппаратов типа МС-ВТИ разработана специальная методика, однако эффективность можно определить применяя энергетический метод. При расчете гидравлического сопротивления

аппарата коэффициент сопротивления можно принимать равным для трубы Вентури 0,25–0,4 (отнесен к скорости в горловине) и для каплеуловителя 2–3 (отнесен к скорости входа).

13.2.3. БРЫЗГОУНОС И СЕПАРАЦИЯ КАПЕЛЬ

Во всех мокрых пылеуловителях в той или иной степени происходит брызгоунос, интенсивность которого определяется скоростью газового потока в свободном сечении аппарата и способом подвода орошающей жидкости.

При форсуночном распыле жидкости или дроблении жидкости за счет газового потока (трубы Вентури) размер образующихся капель составляет от 50 до 500 мкм. Оросители, используемые в тарельчатых скрубберах, образуют весьма крупные капли — 600–800 мкм и даже более. В этих же аппаратах образование капли может происходить за счет разрыва пузырей. В этом случае образуются капли, размер которых колеблется в пределах 20–30 мкм и 600–1200 мкм. Доля мелких, так называемых микронных капель невелика, она не превышает 0,30–0,35% (вес.) уноса и не может оказывать влияния на общий характер каплеуноса. Очень мелкие капли (< 10 мкм) образуются при конденсации пара (см. гл. 2).

Максимально возможный размер выносимых капель может быть рассчитан по скорости витания капель, которая принимается равной скорости газов в свободном сечении аппарата. На жидкую частицу (каплю) действуют силы, подобные тем, которые действуют на твердую частицу, взвешенную в потоке газов; поэтому для их сепарации может быть использовано то же оборудование, что и при улавливании твердых частиц. Преимущество отделения капель перед отделением твердых частиц состоит в том, что агломерация капель происходит непосредственно после сепарации, и уловленные капли могут быть отведены из сепаратора в виде потока жидкости, т.е. отпадает необходимость в узлах разгрузки и очистки.

Для сепарации капель из газов используются следующие механизмы осаждения: гравитационный, инерционный, центробежный, диффузионный и электростатический. Последние два механизма в основном применяются для улавливания туманов и рассмотрены в 4–6 главах книги.

– ГРАВИТАЦИОННЫЕ КАПЛЕУЛОВИТЕЛИ

Простейшим устройством для улавливания капель из газового потока является осадительная камера, принципиально ничем не отличающаяся от осадительных (пылеулавливающих) камер, рассмотренных в гл. 12. Поэтому приведенные там формулы могут быть использованы и для расчета гравитационных каплеуловителей. Гравитационные каплеуловители находят применение только для улавливания очень крупных капель и при больших нагрузках по жидкости (до 1 кг/м^3 и более). Основной их недостаток заключается в громоздкости. Так, например, для капель диаметром 100 мкм скорость осаждения составляет всего лишь 0,24 м/с.

– ИНЕРЦИОННЫЕ КАПЛЕУЛОВИТЕЛИ

Механизм инерционного осаждения весьма широко используется для каплеулавливания, причем наибольший эффект достигается при пропускании газового потока с высокой скоростью через отверстие и столкновении его с большой плоской поверхностью, установленной под прямым углом к потоку и на близком расстоянии от отверстия (так называемая ударная сепарация).

Инерционные каплеуловители по принципу действия также не отличаются от инерционных пылеуловителей.

В качестве инерционных каплеуловителей могут быть использованы различные насадки (или пакеты из насадки): дробленая порода, стружка, галька, шлак, стандартная насадка (кольца Рашига, седла Берля, сферы и т.д.), вязаная сетка (демистеры), пластины волнообразного и уголкового профилей (жалюзи), прутки, уголки и т.д. (рис.12.4, 13.46). В зависимости от места установки инерционных сепараторов в аппарате их можно подразделить на встроенные и выносные, а в зависимос-

ти от расположения пакетов насадки в пространстве — на горизонтальные, вертикальные и наклонные. Слои из гранулированных материалов, колец Рашига, седел Берля и других специальных видов насадки обычно устанавливаются в верхней части аппарата.

Эффективность инерционных каплеуловителей увеличивается с ростом скорости газов. Однако этот рост скорости не может быть беспредельным, поскольку в определенном диапазоне скоростей газов происходит резкое снижение эффективности сепарации вследствие возникновения вторичного уноса, наступает "захлебывание" сепаратора. Величина критической скорости в сечении сепараторов определяется их конструкцией, расположением пакетов: насадки в пространстве, направлением набегающего газового потока, геометрическими характеристиками элементов, физико-химическими свойствами сред и величиной брызгоуноса из аппарата. В литературе приводится [148, 149] большое число эмпирических формул для расчета критической скорости газов в инерционных сепараторах. Эти формулы, включают довольно много параметров, часто неизвестных, что затрудняет их применение на практике. Поэтому обычно пользуются более упрощенной формулой:

$$v_г = k_с \sqrt{\frac{\rho_ж - \rho_г}{\rho_г}}, \qquad (13.83)$$

где $v_г$ — оптимальная скорость газов в свободном сечении сепаратора, м/с; $k_с$ — коэффициент.

Значение $k_с$ у сепаратора Карбейта составляет 0,305; у вертикального жалюзийного сепаратора — 0,122; у горизонтально установленной сетки при движении газов навстречу стекающему потоку жидкости (при атмосферном давлении) — 0,107–0,122. Обычно оптимальная скорость газов лежит в пределах 3–5 м/с.

Вторичный унос в сепараторах с капельным отводом жидкости (слой насадки, горизонтальные жалюзийные, сетчатые, уголковые) проявляется при меньших скоростях газового потока, чем в сепараторах с пленочным отводом жидкости (вертикальные жалюзийные, швеллерковые сепараторы).

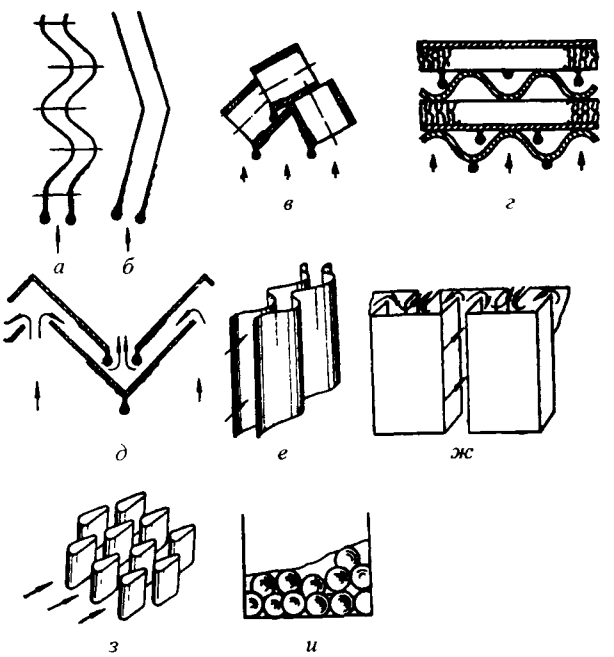


Рис. 13. 46. Виды насадок инерционных сепараторов:
а и *б* — горизонтальные жалюзийные; *в* — кольца Рашига; *г* — гофрированные вязаные сетки (демистеры); *д* — уголковые; *е* — вертикальные жалюзийные; *ж* — швеллерковые; *з* — прямоточный сепаратор Карбейта; *и* — сферические

Для увеличения скорости газов рекомендуется **наклонная установка сепараторов, причем оптимальным** считается угол наклона 40–45° [149].

– ЦЕНТРОБЕЖНЫЕ КАПЛЕУЛОВИТЕЛИ

Центробежные сепараторы получили наибольшее распространение в газоочистной технике. Их основными достоинствами является высокая эффективность и меньшая по сравнению с инерционными склонность к образованию отложений.

Простейшим типом центробежного каплеуловителя является коленный сепаратор, показанный на рис. 13.47.

Сепаратор представляет собой прямоугольное в сечении "колено" с отношением $R/r = 2$. Для повышения эффективности устройства жидкость с внутренних стенок подводящего газохода отводится через специальный штуцер. Узел отвода отсепарированной в каплеуловителе жидкости выполнен в виде разрыва канала "колена" и представляет собой два последовательно установленных диффузора с углом раскрытия 60°.

Исследования сепаратора показали, что величина проскока ε при вертикальном подводе газов к вертикально расположенному колену меньше 0,01 (при удельном орошении m до 1,3 л/м^3 и скорости газов в свободном сечении "колена" 10–18 м/с).

При горизонтальном подводе газов к колену, расположенному в вертикальной плоскости, величина ε несколько возрастает как с ростом скорости газов, так и удельного орошения и при m =1,2 л/м^3 и $v_г$=18 м/с составляет ≈0,2. В сепараторе с горизонтальным подводом газов надежное улавливание капель жидкости наблюдается только при скоростях газов до 10 м/с. С увеличением скорости газов эффективность падает за счет вторичного выноса жидкости.

Гидравлическое сопротивление коленного сепаратора колеблется от 80 Па (при $v_г$ = 10 м/с) до 1500 Па (при $v_г$ = 18 м/с) и при $m \le 1{,}1$ л/м^3 практически не зависит от удельного орошения.

Коленные каплеуловители обычно применяются в качестве предварительных каплеуловителей после труб Вентури перед циклонами-каплеуловителями.

Чаще всего в качестве каплеуловителей за трубами Вентури устанавливаются циклоны. При установке прямоточных циклонов типа ЦВП (без подвода пленочного орошения и с уменьшенной высотой) скорость газов во входном патрубке принимается равной скорости газов на выходе из трубы Вентури порядка 18–20 м/с. Высоту прямоточного циклона-каплеуловителя $H_ц$ (отсчитывается от оси входного патрубка) целесообразно принимать равной 2,0–2,5$D_ц$ (где $D_ц$ — диаметр циклона, м).

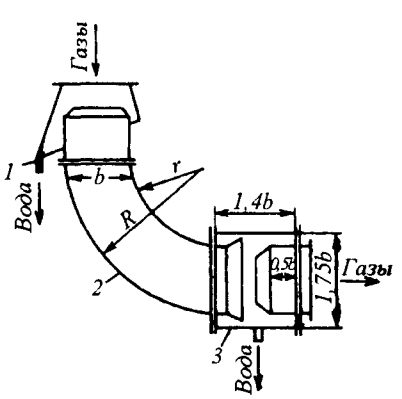


Рис. 13.47. Каплеуловитель коленного типа:
1 — штуцер для отвода жидкости со стенок подводящего газохода; *2* — коленный сепаратор; *3* — узел отвода отсепарированной жидкости

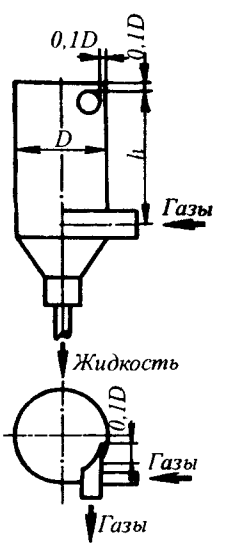


Рис. 13.48. Малогабаритный циклон-каплеуловитель. (Объяснение см. в тексте)

Дальнейшее уменьшение высоты циклона приводит к снижению эффективности за счет выноса пленки жидкости, образующейся на его внутренней поверхности.

Уменьшить габариты прямоточного циклона и одновременно предотвратить унос жидкости в виде пленки удалось с помощью аппарата измененной конструкция, разработанного в НИИОгазе. Сепаратор, получивший название малогабаритный циклон-каплеуловитель, показан на рис. 13.48. Скорость газов в плане аппарата составляет 4,5–5,5 м/с; высота рабочей части аппарата $H_ц = 1{,}5\ D_ц$; скорость газов в сечении входного патрубка ≈25 м/с; отношение высоты входного патрубка к ширине 3:1; отношение площадей выходного и входного патрубков — 1,7. Остальные параметры аппарата могут быть определены из рис. 13.48. При начальном содержании влаги, до 0,2 г/м^3, каплеунос из сепаратора не превышает 0,03 г/м^3.

В качестве каплеуловителей могут быть использованы обычные циклоны, например циклоны НИИОгаза, ЦН-24, ЦН-15; ЦН-11 (см. гл. 12).

Помимо центробежных каплеуловителей выносного типа, к которым относятся циклоны, в последнее время получают распространение центробежные сепараторы, непосредственно размещаемые в аппарате (встроенные каплеуловители). Особенно широко они применяются в аппаратах колонного типа.

На рис. 13.49 и 13.50 показаны сепараторы выполненные в виде цилиндрической и конической ловушек. Соотношение размеров отдельных элементов центробежных ловушек приводится ниже:

Геометрические параметры	Цилиндрическая ловушка	Коническая ловушка
h/d_1	0,7	6,0
d_2/D_c	0,6	0.85
d_1/D_c	0,5	0,20
d_2/d_1	1,25	4,25
H_c/D_c	До 1,5	2,00
β_1	50°	34°
β_2	0°	10°
Число лопаток	До 18	18

Оптимальная скорость газов в свободном сечении цилиндрической ловушки 5 м/с, а конической — 12–18 м/с.

Конические завихрители менее металлоемки, обладают меньшим гидравлическим сопротивлением, но могут успешно работать при нагрузке по жидкости до 0,8 л/м^3, в то время как цилиндрические завихрители работоспособны при нагрузках до 3,0 л/м^3.

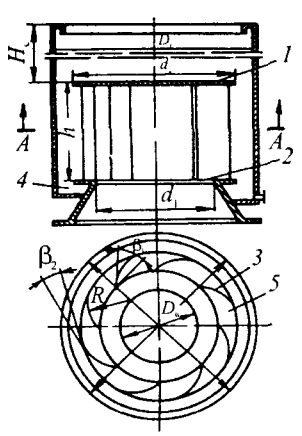


Рис. 13.49. Цилиндрическая ловушка:
1 — диск; *2* — кольцо: *3* — лопатки; *4* — карман; *5* — канал. (Объяснение см. в тексте)

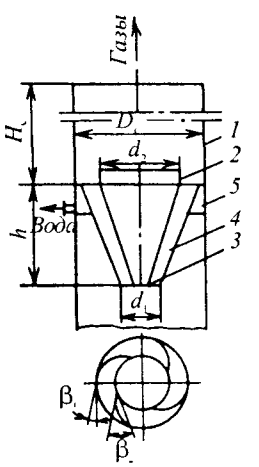


Рис. 13.50. Коническая ловушка:
1 — корпус; *2* — кольцо: *3* — диск; *4* — лопатки; 5 — карман. (Объяснение см. в тексте)

Отвод жидкости из ловушек осуществляется через сливные патрубки, расположенные в нижней части сепаратора тангенциально и навстречу газовому потоку. Скорость истечения жидкости в сливных патрубках принимается равной ~0,2 м/с.

Гидравлическое сопротивление центробежных сепараторов может быть определено по формуле (13.72). Ниже приводятся значения коэффициентов гидравлического сопротивления центробежных сепараторов:

Тип сепаратора	Коэффициент гидравлического сопротивления, ζ
Циклон ЦН-24 с разрывом в выхлопной трубе	70
Прямоточный	30
Малогабаритный прямоточный	15–18
Центробежная ловушка	4,7

Циклоны-каплеуловители и центробежные ловушки при работе в оптимальном режиме обеспечивают остаточное содержание капель в газах ниже 75–100 мг/м^3.

13.3. НАСАДОЧНЫЕ ГАЗОПРОМЫВАТЕЛИ

Насадочные газопромыватели (скрубберы) [138, с. 97] представляют собой колонны, заполненные телами различной формы (рис. 13.51, 13.52).

Широкое распространение насадочные колонны нашли в химической технологии, где применяется большое число насадок различных видов.

Насадочные колонны целесообразно применять только при улавливании хорошо смачиваемой пыли, особенно в тех случаях, когда процессы улавливания пыли сопровождаются охлаждением газов или абсорбцией. При улавливании плохо смачиваемой пыли (но не склонной к образованию твердых отложений) могут использоваться аппараты с регулярной и разреженной насадкой.

В пылеулавливании нашли применение в основном противоточные насадочные скрубберы (рис. 13.51), хотя используются конструкции и с поперечным орошением газов жидкостью (рис. 13.52). В последнее время появились исследования по использованию прямоточных насадочных скрубберов, работающих с большими (до 10 м/с) скоростями газов. Высокие скорости позволяют интенсифицировать процессы, протекающие в насадочном аппарате, и уменьшить его габариты. Применение таких скоростей в противоточных колоннах невозможно из-за захлебывания.

Основными параметрами насадки являются: удельная поверхность, свободный объем и эквивалентный диаметр. Удельная поверхность a представляет собой геометрическую поверхность наса-

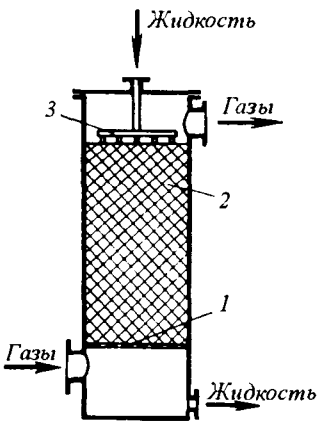


Рис. 13.51. Противоточный насадочный скруббер:
1 — опорная решетка; *2* — насадка; *3* — оросительное устройство

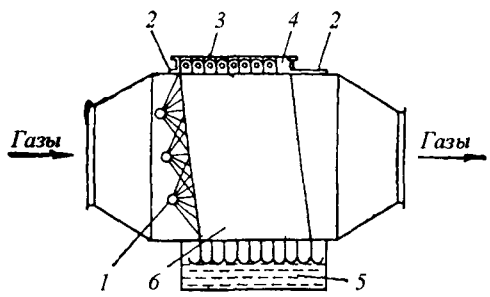


Рис. 13.52. Насадочный скруббер с поперечным орошением:
1 — форсунки, *2* — опорные решетки; *3* — оросительное устройство; *4* — неорошаемый слой насадки (брызгоуловитель), *5* — шламосборник; *6* — насадка

дочных тел в 1 м³ и выражается в м²/м³. Свободный объем s_0 характеризует объем пустот в 1 м³ насадки и выражается в м³/м³; свободный объем численно совпадает со свободным сечением и поэтому может быть выражен в м²/м².

Эквивалентный диаметр насадки $d_э$ (м) может быть определен из выражения

$$d_э = 4s_0/a \tag{13.84}$$

Параметры наиболее распространенных насадок приведены в работах [150, с. 31 и 138, с. 98].

Гидравлическое сопротивление сухой насадки $\Delta p_г$ (Па) определяют по формуле:

$$\Delta p_г = \zeta_н H \frac{v_г^2 \rho_г}{2 s_0^2 d_э}, \tag{13.85}$$

где $\zeta_н$ — коэффициент сопротивления; H — высота слоя насадки, м; $v_г$ — скорость газов в свободном сечении аппарата, м/с.

Коэффициент $\zeta_н$ определяется режимом движения газового потока и зависит от критерия $Re_г$:

$$Re_г = \frac{4 v_г \rho_г}{\alpha \mu_г}.$$

Получены следующие зависимости [151, с. 382] для расчета $\zeta_н$:

$$\zeta_н = 400/Re_г^{0,85} \text{ для области } Re_г < 80 \tag{13.86}$$

$$\zeta_н = 70/Re_г^{0,45} \text{ для области } 80 < Re_г < 400 \tag{13.87}$$

$$\zeta_н = 16,5/Re_г^{0,2} \text{ для области } Re_г > 400 \tag{13.88}$$

Конструктивные особенности насадочных аппаратов и гидродинамические режимы их работы подробно изложены в литературе [150 и 138, с. 97].

Наиболее надежные данные по гидравлическому сопротивлению зоны контакта противоточных насадочных колонн дает метод Эдулджи [152], основанный на использовании графической зависимости (рис. 13.53), выражающей соотношение

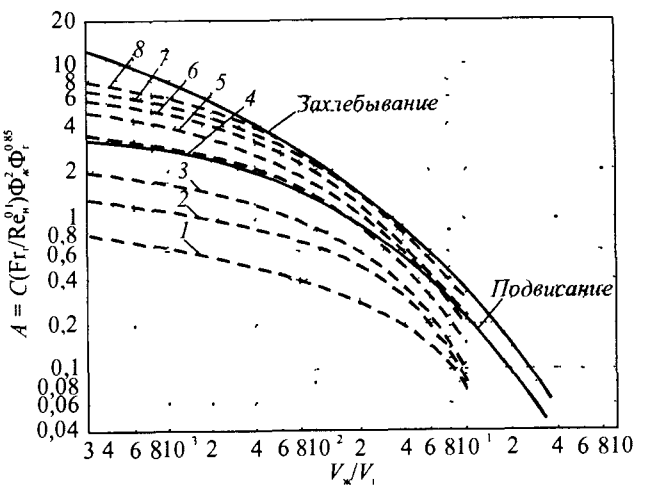


Рис. 13.53. Зависимость комплекса $A = C\,Fr_г\,(Re_н^{0,1})^{-1}\,Ф_ж^{\,2}\,Ф_г^{\,0,85}$ от $v_ж/v_г$ (линии равных $\Delta p/H$ показаны пунктиром) при различных отношениях $\Delta p/H$ (Па):
1 — 100, *2* — 200; *3* — 300; *4* — 600; *5* — 900; *6* — 1200; *7* — 1600; *8* — 1800

$$C\frac{\mathrm{Fr}_г}{\mathrm{Re}_н^{0,1}}\Phi_ж^2\Phi_г^{0,85}=f\left(\frac{v_ж}{v_г}\right), \tag{13.89}$$

где С—коэффициент; $\mathrm{Fr}_г = v_г^2/(gd_н)$ — критерий Фруда для газов, рассчитанный по номинальному размеру насадки; $\mathrm{Re}_н = v_г d_н \rho_г/\mu_ж$ — условный критерий Рейнольдса;

$$\Phi_ж = \rho_{вод}/\rho_ж;\ \Phi_г = \rho_г/\rho_{возд}.$$

Ниже приведены значения коэффициента C в формуле (13.89) для насадок различного диаметра:

	$d_н$, мм	C
Кольца Рашига (в укладку)	15–38	0,251
Металлические кольца Палля	25–38	0,261
Седла "Инталокс"	13–38	0,370
Розетки Теллера	25	0,418
Проволочные спирали	13	0,447
Седла Берля	13–38	0,471
Металлические кольца Рашига (в навал)	25–51	0,610
Кольца Рашига (в навал)	9,5–51	1,00
Спиральные кольца (в навал)	76	1,10
Спиральные кольца (в укладку)	76	1,33
Кусковая насадка	15–35	2,75

Соотношение (13.89) рассматривается на рис. 13.53 при разных значениях $\Delta p_р/H$ ($\Delta p_р$ — гидравлическое сопротивление двухфазного потока, Па). Для нахождения $\Delta p_р$ рассчитывают величину

$$A = C\frac{\mathrm{Fr}_г}{\mathrm{Re}_н^{0,1}}\Phi_ж^2\Phi_г^{0,85}, \tag{13.90}$$

затем проводят горизонталь, соответствующую этому значению, до пересечения с вертикалью $v_ж/v_г$. Кривая $\Delta p_р/H$, проходящая через точку пересечения, дает соответствующее значение гидравлического сопротивления слоя орошаемой насадки высотой 1 м.

Устойчивый режим работы противоточной насадочной колонны обычно ограничивается так называемой точкой инверсии. Скорость газов, соответствующая точке инверсии, может быть определена по уравнению [151, с. 391]:

$$\lg\left[\frac{v_г^2 a}{g s_0^2}\cdot\frac{\rho_г}{\rho_ж}(10^{-2}\mu_ж)^{0,16}\right] = 0,022 - 1,75\left(\frac{\varpi_ж}{\varpi_г}\right)^{1/4}\left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{1/4}. \tag{13.91}$$

13.3.1. УЛАВЛИВАНИЕ ПЫЛИ В НАСАДОЧНЫХ СКРУББЕРАХ

Как уже указывалось выше, насадочные скрубберы в настоящее время мало применяются для очистки газов от пыли. Они находят применение при улавливании тумана, хорошо растворимой пыли, а также при совместном протекании процессов пылеулавливания, охлаждения газов и абсорбции.

В противоточных скрубберах скорость газов обычно принимается в пределах 1,5–2,0 м/с, а расход орошающей жидкости составляет от 1,3 до 2,6 л/м^3.

В зарубежной практике для улавливания пыли нашли применение насадочные скрубберы с поперечной подачей жидкости. Считается, что подобный тип насадочного аппарата потребляет на 40 %

ниже промывочной жидкости (по сравнению с противоточной колонной) и имеет более низкое гидравлическое сопротивление. Для обеспечения полного смачивания поверхности насадки падающей жидкостью насадка наклонена на 7–10° к направлению газового потока (см. рис. 13.52). Первые (по ходу газов) слои насадки орошаются более интенсивно для предотвращения образования отложений. Расход жидкости в аппаратах такого типа 0,15–0,5 л/м^3, гидравлическое сопротивление — от 160 до 400 Па на 1 м насадки. Эффективность очистки достигает 90 % при улавливании частиц размером $d_ч > 2$ мкм при входной запыленности до 10–12 г/м^3. Более высокая входная запыленность возможна при улавливании хорошо растворимой пыли.

При выводе зависимости для расчета эффективности пылеулавливания в насадочном скруббере Калвертом был принят ряд допущений:

1) запыленный газовый поток, двигаясь через слой насадки по каналу шириной b, описывает в каждом ее ряду полукруг;

2) по высоте слоя насадки H газовый поток совершает $n = H/(d_н + b)$ таких поворотов;

3) скорость газового потока в канале v_0 (м/с) равняется

$$v_0 = \frac{v_г}{s_0 - q_ж}, \tag{13.92}$$

где $q_ж$ — количество удерживаемой жидкости, приходящееся на единицу поверхности насадки, м^3/м^3.

Величина $q_ж$ может быть выражена уравнением

$$q_ж = a\delta_{пл}. \tag{13.93}$$

В этом случае для расчета $q_ж$ могут быть использованы формулы, характеризующие толщину пленки стекающей по поверхности.

4) осаждение частиц пыли на поверхности насадки происходит за счет центробежной силы, возникающей при огибании ее газовым потоком;

5) запыленный газовый поток при прохождении слоя насадки полностью перемешивается благодаря турбулентности;

6) ширина канала между элементами насадки может быть представлена в виде соотношения $b = jd_н$ (где j — коэффициент пропорциональности).

С учетом вышеизложенного была получена зависимость

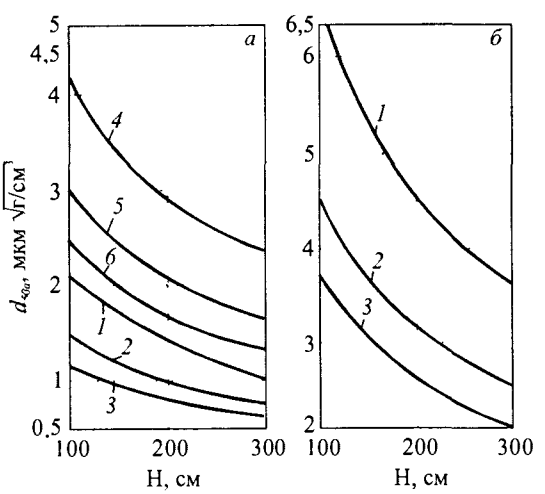


Рис. 13.54. Зависимость величины d_{50a} от высоты слоя насадки (при s_0 = 0,75 м^3/м^3):
а: *1–3* — $d_н$ = 25 мм, $v_г$ соответственно 1,5; 3,0; 4,5 м/с; *4 – 6* — $d_н$ = 50 мм, $v_г$ соответственно 1,5: 3,0; 4,5 м/с; *б*: *1–3* — $d_н$ = 75 мм, $v_г$ соответственно 1,6; 3,0; 4,5 м/с

$$\eta = 1 - \exp\left(-\frac{\pi}{(j + j^2)(s_0 - q_ж)} \cdot \frac{H}{d_н} \mathrm{Stk} \right), \qquad (13.94)$$

где

$$\mathrm{Stk} = \frac{v_г d_ч^2 \rho_ч C_К}{18 \mu_г d_н}.$$

Ниже приводятся значения j, полученные на основании экспериментальных исследований:

	$d_н$, мм	j
Кольца Рашига, седла Берля, шарики, седла "Инталокс"	12,7	0,192
Седла Берля, кольца Рашига, кольца Палля	25,4	0,190
	38,0	0,165
Кокс	76–127	0,03

Как указывается в [135] небольшие значения j для кокса вызваны небольшими размерами каналов для прохода газов по сравнению с размерами кусков кокса.

Формула (13.94) может быть использована для построения кривых, характеризующих зависимость величины d_{50} от различных параметров насадочного скруббера (при этом значение количества удерживаемой жидкости $q_ж$ обычно принимается равным 0).

В качестве примера такие кривые приведены на рис. 13.54.

Согласно данным [153], в прямоточных скрубберах расход жидкости меньше, чем у противоточных, и составляет от 1,0 до 2,0 л/м^3 газов; гидравлическое сопротивление прямоточных скрубберов составляет около 800–3600 Па на 1 м слоя насадки.

При исследовании процесса улавливания пыли в прямоточных насадочных аппаратах [154] сравнивали эффективности пылеулавливания в противоточных и прямоточных скрубберах. Установлено, что в прямоточных скрубберах, благодаря возможности работы при высоких скоростях газов (до 8–10 м/с), эффективность выше.

13.4. ТАРЕЛЬЧАТЫЕ ГАЗООЧИСТНЫЕ АППАРАТЫ

Простейший тарельчатый пылеуловитель представляет собой аппарат, перегороженный горизонтальной тарелкой с равномерно распределенными мелкими отверстиями. Запыленный газ подается под тарелку и отсасывается из верхней части аппарата; пылезадерживающая жидкость подается на тарелку сверху. Отработавшую жидкость можно отводить двумя способами: полным провалом ее через тарелку в бункер (рис. 13.55, *а*) или частичным переливом через порог, установленный в конце ре-щетки с краю (рис. 13.55, *б*). Обычно применяют тарельчатые аппараты, работающие в провальном режиме.

Аппарат с провальными тарелками. При малых скоростях газа наблюдается барботажный режим, при котором газ движется отдельными пузырями через слой жидкости. При скорости газа в аппарате 1–1,2 м/с барботажный режим сменяется пенным, при котором жидкость, находящаяся на тарелке, переходит в состояние турбулизированной пены. С момента возникновения пены резко увеличивается межфазная поверхность и снижаются диффузионные и термические сопротивления. Межфазная поверхность вследствие проникновения вихрей каждой из фаз через границу их раздела непрерывно разрушается и снова восстанавливается, т. е. постоянно обновляется, что способствует отводу уловленной пыли, которая непрерывно осаждается на образующейся пленке жидкости в силу действия уже рассмотренных ранее механизмов осаждения. Образующийся шлам удаляется с жидкостью, протекающей через отверстия тарелки в бункер аппарата. При пенном режиме с увели-

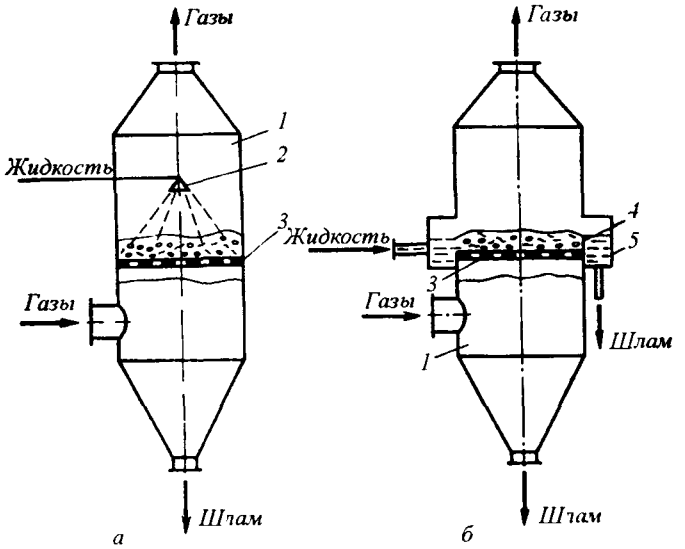


Рис. 13.55. Тарельчатые аппараты:
а — с провальными тарелками; *б* — с переливом.
1 — корпус; *2* — ороситель; *3* — тарелка; *4* — порог; *5* — сливной отсек

чением скорости газа сопротивление слоя пены изменяется незначительно. Величину сопротивления тарелки $\Delta p_т$ со слоем пены можно определить из выражения

$$\Delta p_т = A^2 \frac{\varpi_г^2 \rho_г}{2 f_0^2} + \Delta p_\sigma, \qquad (13.95)$$

где f_0 — относительная величина живого сечения тарелки с круглыми отверстиями; Δp_σ — доля гидравлического сопротивления слоя, определяющаяся поверхностным натяжением жидкости (σ, Н/м):

$$\Delta p_\sigma = \frac{4\sigma}{1{,}3 d_0 + 0{,}08 d_0^2}, \qquad (13.96)$$

здесь d_0 — диаметр отверстий в тарелке; A — параметр, зависящий от режима взаимодействия газов и жидкости на тарелке:

$$A = 38{,}8 m^{0,7} (L_ж / L_{ст})^{-0,57} (\rho_г / \rho_ж)^{-0,35}, \qquad (13.97)$$

здесь m — удельное орошение, м³/м³; $L_ж$, $L_{ст}$ — плотности орошения сечений, фактическая и стандартная, кг/(м²·с) [$L_{ст}$ = 1 кг/(м²·с)]; $\rho_ж$, $\rho_г$ — плотности жидкости и газа, кг/м³.

Дальнейшее повышение скорости газа $\varpi = \varpi_{кр}$ приводит к возникновению волнового режима, характеризующегося колебаниями слоя жидкости вследствие прорыва газовых струй на различных участках решетки. Характерными признаками этого режима являются значительный рост гидравлического сопротивления и интенсивный унос капель жидкости, что приводит к нарушению нормальной работы аппарата. Концом волнового режима является "захлебывание" пылеуловителя, при котором прекращается провал жидкости через решетки и происходит мгновенный подъем ее слоя.

Критическая скорость $\varpi_{кр}$, при которой происходит переход от пенного режима к волновому, может быть определена из выражения:

$$\lg \varpi_{кр} = 1350 \frac{f_0^2 d_0}{A} + 0{,}154. \qquad (13.98)$$

Критическая скорость равна 2–2,3 м/с, удельное орошение 0,4–0,6 дм³/м³ газов.

Важным свойством пенного режима является его автомодельность. Высота слоя пены и гидравлическое сопротивление аппарата практически не зависят от его размеров.

Аппарат с переливом. Отличительной чертой переливных аппаратов является наличие устройства для слива отработавшей жидкости в сливную коробку. Для фиксирования определенной толщины слоя жидкости аппарат снабжают переливным порогом (рис. 13.55, *б*). Однако в целях предотвращения образования отложений на тарелке часть жидкости (не менее 50 %) отводится через отверстия в бункер. Величина провала зависит от скорости газа ϖ_0 в отверстиях тарелки; при $\varpi_0 = 10 \div 17$ м/с провал совершенно прекращается. Нормальный пенный режим устанавливается при $\varpi_0 = 6 \div 10$ м/с.

Применение перелива позволяет в два – три раза сократить расход воды на очистку, составляющий 0,2–0,3 дм³/м³. Однако из-за возможности образования отложений пенные аппараты с переливом теперь не применяют в качестве пылеуловителей.

Главным недостатком пенных аппаратов является брызгоунос. Борьбу с брызгоуносом осуществляют снижением скорости газа, а также установкой в верхней части аппарата инерционных брызгоуловителей. Полностью ликвидировать брызгоунос трудно.

Конструктивное оформление пенных аппаратов. Корпус пенного аппарата может быть прямоугольным и цилиндрическим. В первом случае легче обеспечить равномерное распределение жидкости, во втором — равномерное распределение газа. Размеры пенного аппарата определяются возможностью равномерного распределения газа: диаметр аппарата не должен превышать 2–2,5 м.

Тарелки пенного пылеуловителя могут быть щелевыми (рис. 13.56, *а*) и дырчатыми (рис. 13.56, *б*). Живое сечение тарелки находится в пределах 0,2–0,25 м²/м². По условиям предотвращения засорения диаметр круглых отверстий принимают 4–8 мм, ширину щелей 4–5 мм; оптимальная толщина тарелки 4–6 мм. При больших размерах аппаратов подвод воды на тарелки секционируют.

Иногда пенные аппараты выполняют многополочными. В них очищаемый газ проходит через несколько последовательно установленных друг над другом тарелок.

В последнее время разработаны пенные аппараты типа ПАСС, главной особенностью которых является установка на тарелке стабилизатора пены, представляющего собой сотовую решетку (рис. 13.57), разделяющую пенный слой на небольшие ячейки. Стабилизатор пены предотвращает возникновение волнового режима вплоть до скорости газов 4,0 м/с, увеличивает высоту слоя пены, сокращает удельное орошение до 0,05–0,10 дм³/м³. Рекомендуемые размеры ячеек 40×40 мм при высоте пластин 60 мм. Пылеуловители типа ПАСС нормализованы. Имеется 12 типоразмеров пылеуловителей, рассчитанных на расход газа 3000–90000 м³/ч.

Основы расчета пенных пылеуловителей. Полное гидравлическое сопротивление пенного аппарата находят как сумму отдельных составляющих:

$$\Delta p = \Delta p_т + \Delta p_б + \Delta p_{вх} + \Delta p_{вых}. \qquad (13.99)$$

Гидравлическое сопротивление тарелки со слоем пены $\Delta p_т$ определяют по формуле (13.100) или по номограмме (рис. 13.58), с помощью которой также можно найти высоту слоя пены $H_п$.

Гидравлические сопротивления брызгоуловителя $\Delta p_б$, а также входа в аппарат и выхода из него, рассчитывают по известной формуле гидравлики:

$$\Delta p = \zeta \varpi_г^2 \rho_г / 2, \qquad (13.100)$$

где $\varpi_г$ — скорость газа на рассчитываемом участке, м/с; ζ — коэффициент сопротивления, отнесенный к этой скорости; $\rho_г$ — плотность газа, кг/м³.

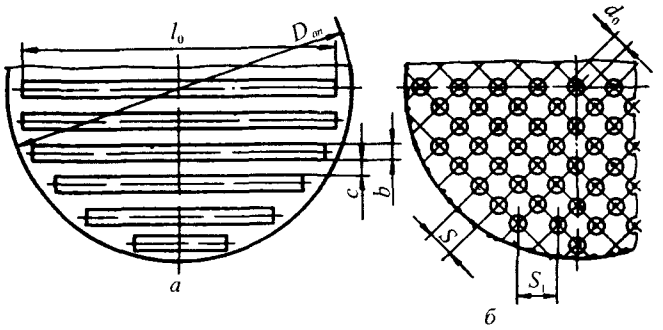


Рис. 13.56. Тарелки пенного аппарата:
а — щелевая, *б* — дырчатая

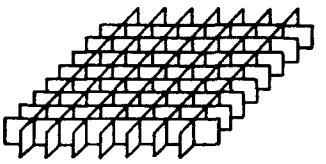


Рис. 13.57. Стабилизатор пены

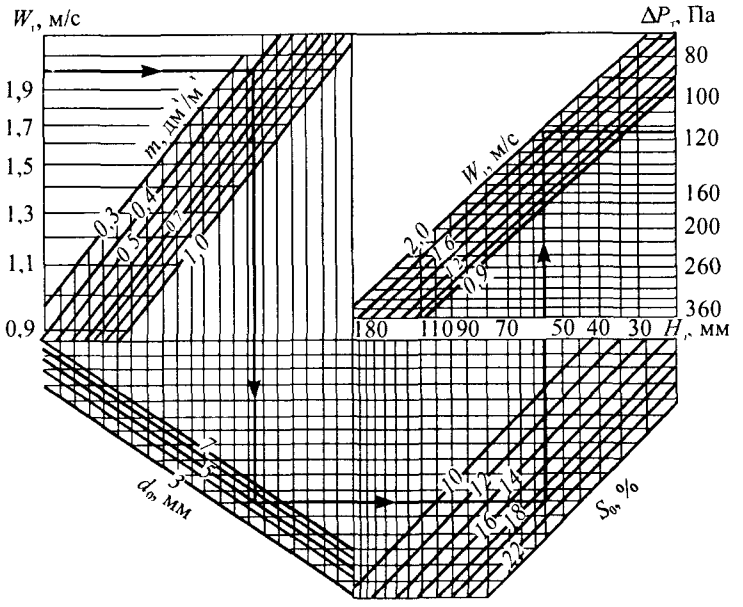


Рис. 13.58. Номограмма для расчета пенных аппаратов с провальными тарелками

Степень очистки газа можно определять по нормальной функции распределения (см. гл. 1), принимая $d_{50} = 0{,}85$ мкм и $\lg \sigma_\eta = 0{,}769$. Эти значения получены для скорости газа в аппарате 2 м/с и высоты слоя пены 0,09 м. При необходимости для аппаратов с другими параметрами степень очистки может быть уточнена по формуле:

$$\eta = \eta_0 (\varpi_г / 2)^{0{,}036} (H_0 / 0{,}09)^{0{,}032}. \qquad (13.101)$$

Из новых конструкций пенных пылеуловителей, появившихся в последнее время, следует остановиться на пенном газоочистителе со стабилизатором пенного слоя. Отличие этого аппарата от газопромывателя с провальной тарелкой заключается в установке на тарелке стабилизатора, представляющего собой сотовую решетку из вертикально расположенных пластин, разделяющих сечение аппарата и пенный слой на небольшие ячейки (рис. 13.59). Стабилизатор пены предотвращает возникновение волнового режима на тарелке вплоть до скорости газов 4,0 м/с, т.е. существенно расширяет скоростной интервал пенного режима. Благодаря стабилизатору происходит значительное накопление жидкости на тарелке и, следовательно, увеличение высоты пены по сравнению с провальной тарелкой без стабилизатора. Применение стабилизатора позволяет существенно сократить расход воды на орошение аппарата.

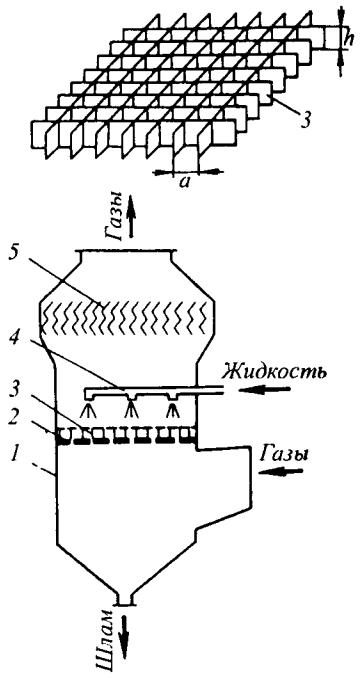


Рис. 13.59. Пенный аппарат со стабилизатором слоя пены:
1 — корпус; *2* — провальная тарелка; *3* — стабилизатор пены; *4* — ороситель; *5* — брызгоуловитель

Рекомендуются следующие размеры стабилизатора: высота пластинки 60 мм; размер ячеек от 35×35 до 40×40 мм.

Оптимальными условиями работы аппарата являются следующие: $H_п$ = 100–120 мм; $v_г$ = 2,5–3,5 м/с; m = 0,05–0,1 л/м³; d_0 = 5–6 мм при s_0 = 0,18–0,20 м²/м².

При орошении аппарата водой высота слоя пены может быть рассчитана по эмпирической формуле:

$$H_п = \frac{4{,}8 v_г^{0{,}79} m^{0{,}2}}{d_0^{0{,}14} s_0^{1{,}9}}, \qquad (13.102)$$

а гидравлическое сопротивление зоны контакта, т. е. тарелки, стабилизатора и слоя пены по формуле:

$$\Delta p_р = \frac{\zeta_с \rho_г v_г^2}{2 s_0^2 \varphi^2} + 2{,}3 \cdot 10^{-3} \frac{g v_г^{0{,}26} m^{0{,}2} \rho_ж}{s_0^{1{,}9} d_0^{0{,}14}} + \frac{4\sigma}{1{,}3 d_0 + 0{,}08 d_0^2}. \qquad (13.103)$$

13.5. СКРУББЕРЫ С ПОДВИЖНОЙ НАСАДКОЙ

Принципиальная схема аппарата приведена на рис. 13.60. В корпусе аппарата между нижней опорно-распределительной тарелкой *1* и верхней ограничительной тарелкой *3* помещается слои полых или сплошных шаров, колец и тел другой формы из полимерных материалов, а также стекла и пористой резины. Для обеспечения свободного перемещения насадки в газожидкостной смеси плотность шаров $\rho_ш$ (кг/м³) не должна превышать плотности жидкости ($\rho_ш \le \rho_ж$).

Предельно допустимую скорость газов в аппарате $v_г$ (м/с), отнесенную к полному сечению аппарата, рассчитывают по эмпирической формуле:

$$v_г'' = 2{,}9 S_0^{0{,}4} (V_ж / V_г)^{-0{,}15}, \qquad (13.104)$$

где S_0 — свободное сечение опорной тарелки, м²/м².

При пылеулавливании рекомендуется принимать скорость газов в пределах до 5–6 м/с, а удельное орошение 0,5–0,7 л/м³. Доля свободного сечения опорной тарелки принимается равной S_0 = = 0,4 м²/м² при ширине щелей 4–6 мм. При очистке газов, содержащих смолистые вещества, а также пыль, склонную к образованию отложений, применяют щелевые тарелки с большей долей свободного сечения (0,5–0,6 м²/м²). Свободное сечение ограничительной тарелки составляет 0,8–0,9 м²/м².

При выборе диаметра шаров необходимо соблюдать соотношение $D/d_ш \ge 10$. Оптимальными с точки зрения пылеулавливания являются шары диаметром 20–40 мм и плотностью 200–300 кг/м³.

Высота секции (расстояние между тарелками) $H_{секц}$ (м) определяется как сумма $H_{дин} + H_{сеп}$, где $H_{дин}$ — динамическая высота слоя псевдоожиженной шаровой насадки, м; $H_{сеп}$ — высота сепарационной зоны, м.

Величину $H_{дин}$ можно определить по формуле

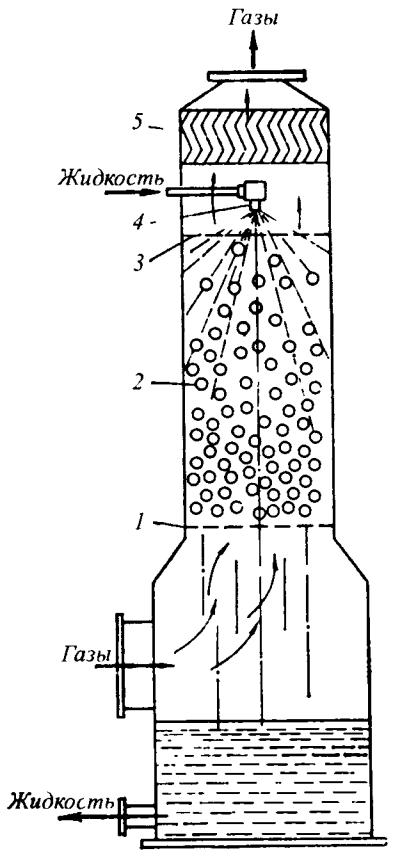


Рис. 13.60. Скруббер с подвижной шаровой насадкой:
1 — опорная тарелка; *2* — шаровая насадка; *3* — ограничительная тарелка; *4* — оросительное устройство; *5* — каплеуловитель

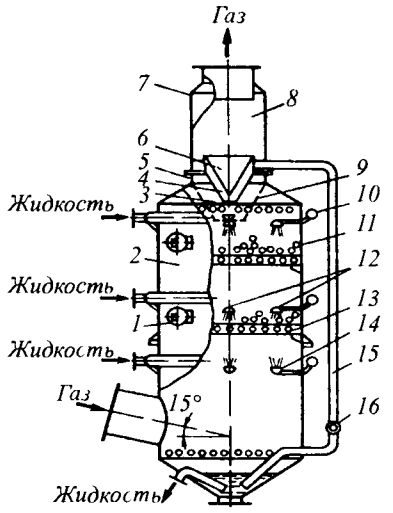


Рис. 13.61. Двухярусный скруббер с подвижной шаровой насадкой:
1 — люк; *2* — корпус; *3* — диск; *4* — лопатка; *5* — выходной патрубок; *6* — конический завихритель; *7* — стенка каплеуловителя; *8* — корпус каплеуловителя; *9* — ограничительная решетка; *10* — коллектор; *11* — шаровая насадка.; *12* — ярус орошения; *13* — опорная решетка; *14* — форсунка; *15* — сливная труба; *16* — смотровое стекло

$$H_{\text{дин}} = 0{,}118\varpi_{\text{ж}}^{0,3} H_{\text{ст}}^{0,6} (v_{\text{г}} / s_0)^{0,93}, \qquad (13.105)$$

где $v_{\text{ж}}$ — массовая нагрузка по жидкости, кг(м^2·с).

Величина $H_{\text{сеп}}$ может быть принята равной (0,1–0,2) $H_{\text{дин}}$.

Гидравлическое сопротивление аппарата 700–1200 Па.

Гидравлическое сопротивление аппарата находят как сумму отдельных составляющих:

$$\Delta p = \Delta p_{\text{вх}} + \Delta p_{\text{вых}} + \Delta p'_{\text{т}_\text{т}} + \Delta p_{\text{б}} + \Delta p_{\text{ш}} + \Delta p_{\text{ж}}. \qquad (13.106)$$

Сопротивление входа в аппарат $\Delta p_{\text{вх}}$ и выхода из него $\Delta p_{\text{вых}}$, а также сопротивление брызгоуловителя $\Delta p_{\text{б}}$ и верхней тарелки $\Delta p_{\text{т}}'$ находят по формуле (13.100), сопротивление нижней тарелки $\Delta p_{\text{т}}$ по формуле (13.95). Сопротивление сухой насадки определяют из выражения $\Delta p_{\text{ш}} = 0{,}6\rho_{\text{ж}} H_{\text{ст}}$, а сопротивление слоя жидкости, удерживаемой насадкой, из выражения $\Delta p_{\text{ж}} = 1254\, \varpi_{\text{г}}^{0\,24}\, \varpi_{\text{ж}}^{0,17}\, \varpi_{\text{ст}}^{0\,92}\, \rho_{\text{ж}}^{1}$.

Степень очистки может быть вычислена по формуле:

$$\eta = \eta_{\text{п}} (H_{\text{дин}}/0{,}09)^{0,075}, \qquad (13.107)$$

где $\eta_{\text{п}}$ — степень очистки пенного аппарата.

Для одновременной очистки газа от соединений фтора и пыли рекомендуется двухярусный аппарат типа СДК с подвижной шаровой насадкой, каплеуловителем, снабженным коническим завихрителем (рис. 13.61). Ниже приведена характеристика аппарата разных модификаций:

	СДК-2,4	СДК-1,6	СДК-1,2
Производительность при скорости газа 4 м/с, тыс. м³/ч	64	32	16
То же, при 7,5 м/с	120	60	30
Диаметр, м	2,4	1,6	1,2
Высота, м	12,60	16,52	8,30
Масса, т	5,70	3,85	—

Общими для всех аппаратов являются: гидравлическое сопротивление 1,2–3,5 кПа; энергозатраты — не более 1,99 кВт·ч/1000 м³; концентрация при входе в аппарат для фтористого водорода — не более 5 г/м³ и для пыли — не более 10 г/м³; плотность орошения 25–35 м³/(м²·ч); остаточный каплеунос — не более 0,07–0,1 г/м³; разрежение внутри аппарата — не более 15 кПа; температура газа — не более 100–120 °С; предельное содержание взвеси в орошаемой воде — не более 10 г/м³; водородный показатель pH — не менее 7; степень очистки газа при pH7 от соединений фтора 97–99 %, от пыли (d_m > 2 мкм) 96–99,2 %.

13.5.1. КОНИЧЕСКИЕ СКРУББЕРЫ С ПОДВИЖНОЙ ШАРОВОЙ НАСАДКОЙ.

Для улучшения распределения жидкости и уменьшения брызгоуноса были предложены аппараты конической формы с подвижной шаровой насадкой.

Было разработано два варианта таких аппаратов: форсуночный (рис. 13.62, *а*) и эжекционный (рис. 13.62, *б*). В аппаратах рекомендуется применять полиэтиленовые шары диаметром 34–40 мм с насыпной плотностью 110–120 кг/м³. Статическая высота слоя шаров составляет 650 мм. Скорость газов на входе в слой колеблется в пределах 6–10 м/с и уменьшается на выходе из него до 1–2 м/с. Высота конической части в обоих вариантах принята равной 1 м. Внутренний угол раскрытия конической части зависит от производительности аппаратов, причем практика показала, что нормальный режим псевдоожижения осуществляется при значениях этого угла от 10 до 60°.

Для улавливания брызг в цилиндрической части аппаратов размещается неорошаемый слой шаров высотой ~150 мм.

В форсуночный скруббер орошающая жидкость подается в количестве 4–6 л/м³ газов. При эжекционном варианте орошение шаров осуществляется жидкостью, которая всасывается из емкости по-

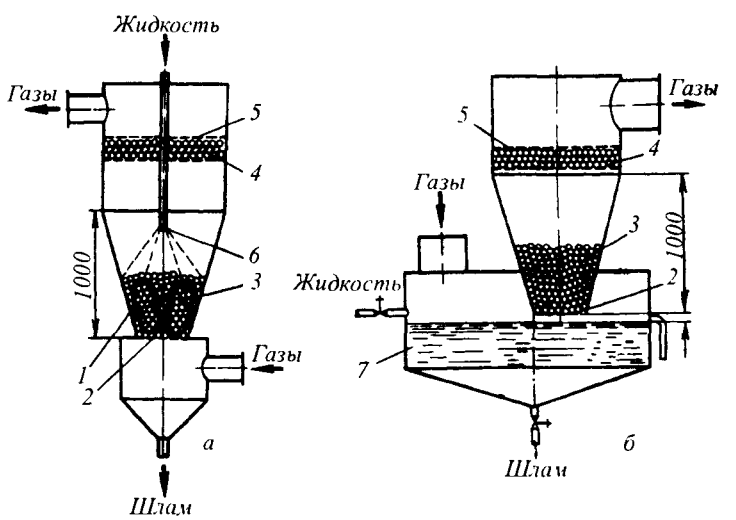


Рис. 13.62. Конический скруббер с подвижной шаровой насадкой (*а* — форсуночный; *б* — эжекционный):
1 — корпус; *2* — опорная тарелка; *3* — орошаемый слой шаров; *4* — брызгоулавливающий слой шаров; *5* — ограничительная тарелка; *6* — форсунка; *7* — емкость с постоянным уровнем жидкости

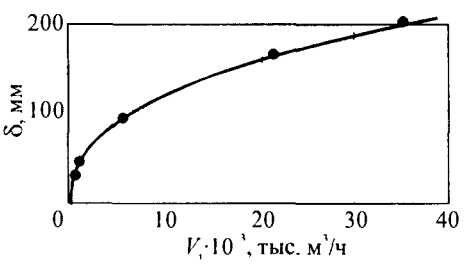


Рис. 13.63. Зависимость величины зазора между нижним основанием конуса и уровнем жидкости от производительности по газам

стоянного уровня газами, подлежащими очистке. Величина зазора *б* между нижним основанием конуса и уровнем жидкости зависит от производительности аппарата (см. рис. 13.63).

Гидравлическое сопротивление форсуночного варианта составляет от 900 до 1400 Па, а эжекционного — от 800 до 1400 Па.

В настоящее время в промышленности применяются конические скрубберы с подвижной насадкой производительностью по газам от 3000 до 40000 м^3/ч.

13.5.2. СКРУББЕРЫ С КОЛЕБЛЮЩЕЙСЯ НАСАДКОЙ

За рубежом находят применение аппараты, в которых элементы насадки (шары) под воздействием газового потока не всевдоожижаются, а колеблются. При этом шары трутся друг о друга и таким образом самоочищаются. На рис. 13.64 показан противоточный скруббер подобного типа. Запыленные газы проходят первоначально через струи жидкости, а затем уже через слой насадки из стеклянных шариков высотой 155 мм. Скорость газов в свободном сечении аппарата — 2,4–3,0 м/с. Гидравлическое сопротивление аппарата составляет 1000–1500 Па при расходе орошающей жидкости от 0,25 до 0,55 л/м^3 газов.

Скруббер такого типа позволяет, согласно приведенным в литературе данным, улавливать до 99 % частиц размером 2 мкм и более.

Практически в аппарате имеются две зоны контакта газов с жидкостью: первая в виде капель образуется до слоя насадки, вторая формируется в виде пены непосредственно в слое и над слоем насадки.

На основании выражения (13.94), характеризующего эффективность пылеулавливания в насадочном скруббере, была получена формула [135] для расчета эффективности скруббера с колеблющейся насадкой:

$$\eta = 1 - \exp(-38H\,\mathrm{Stk}/d_{\text{н}}). \qquad (13.108)$$

При этом скорость газов в критерии Stk в данном случае относится к свободному сечению слоя насадки.

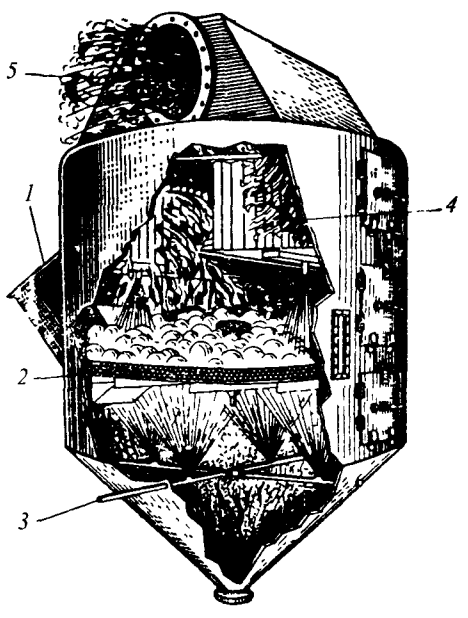


Рис. 13.64. Скруббер с колеблющейся насадкой:
1 — устройство для ввода газов; *2* — насадка; *3* — форсунки; *4* — каплеуловитель; *5* — устройство для отвода газов

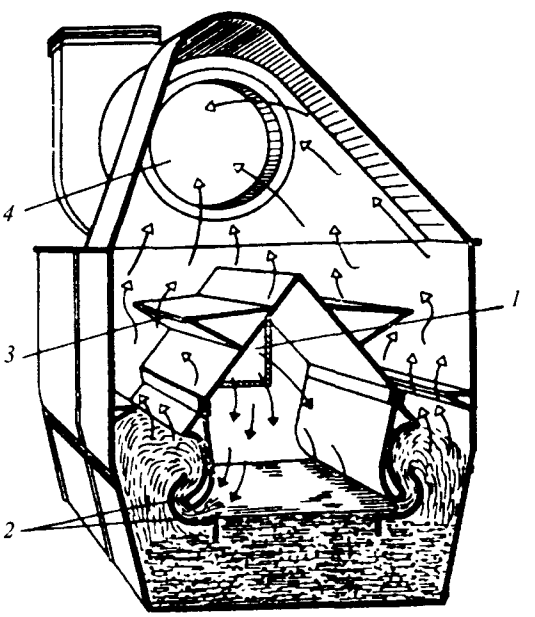


Рис. 13.65. Ротоклон типа *N*:
1 — устройство для подвода газов; *2* — направляющие лопатки; *3* — каплеотстойник; *4* — устройство для вывода газов

13.6. МОКРЫЕ АППАРАТЫ УДАРНО-ИНЕРЦИОННОГО ДЕЙСТВИЯ

К аппаратам ударно-инерционного действия относится большая группа мокрых пылеуловителей, в которых контакт газов с жидкостью осуществляется за счет удара газового потока о поверхность жидкости с последующим пропусканием газожидкостной взвеси через отверстия различной конфигурации. В результате такого взаимодействия образуются капли диаметром 300–400 мкм. Особенностью аппаратов ударного действия является полное отсутствие средств перемещения жидкости и поэтому вся энергия, необходимая для создания поверхности контакта, подводится через газовый поток. В связи с этим газопромыватели иногда называют аппаратами с внутренней циркуляцией жидкости.

Несмотря на большое число различных конструкций аппаратов этого типа, нашедших применение в промышленности, особенно за рубежом, сколько-нибудь надежного теоретического метода их расчета пока не имеется. Калверт проводит аналогию между осаждением частиц пыли в этих аппаратах и в трубах Вентури, т.е. предлагает рассматривать в качестве основного механизма инерционное осаждение частиц на каплях за счет разности скоростей однонаправленных потоков запыленных газов и жидкости. Очевидно такая модель процесса осаждения частиц в данном случае является весьма упрощенной.

Наиболее типичным представителем газопромывателей ударно-инерционного типа является ротоклон типа *N* (рис. 13.65). Особенности его работы и примеры использования в промышленности приведены в работе [138, с. 129].

Важное значение для нормальной эксплуатации газопромывателей этого класса играет поддержание постоянного уровня жидкости в аппарате. Даже незначительное изменение уровня жидкости может привести к резкому снижению эффективности или значительному увеличению гидравлического сопротивления.

Отсутствие мелких отверстий для раздачи жидкости и механических вращающихся частей позволяет работать при значительной запыленности газов. Удаление шлама из отстойника осуществляется периодически или непрерывно (иногда с помощью скребкового транспортера). Подпитка воды производится только для компенсации ее потерь за счет испарения и отвода со шламом. Поэтому ротоклоны целесообразно устанавливать для очистки холодных или предварительно охлажденных газов.

13.6.1. ПЫЛЕУЛОВИТЕЛЬ ТИПА ПВМ

Вентиляционный мокрый пылеуловитель (рис. 13.66) разработан ЦНИИПромзданий и отличается от ротоклона типа *N* более простым по конфигурации каналом [154, с. 151].

Пылеуловители типа ПВМ имеют две модификации: со сливом шламовой воды (дополнительный индекс С) и механизированным скребковым удалением шлама (дополнительный индекс К). Аппарат оборудован также устройством для автоматической водоподпитки и поддержания уровня воды в ванне.

Основные технические показатели пылеуловителей типа ПВМ приведены в работах [6, с. 108 и 154, с. 153].

Гидравлическое сопротивление пылеуловителя $\Delta p_{апп}$ определяется по формуле:

$$\Delta p_{апп} = g(10^{-3}\delta + 90\sqrt{V_г'}), \qquad (13.109)$$

где δ — высота верхнего уровня воды от нижней кромки верхней перегородки, м; $V_г'$ — расход газов на 1 м длины перегородки, м³/с.

При улавливании среднедисперсных пылей значение δ принимают в пределах от 20 до 60 мм, а мелкодисперсных — от 60 до 200 мм и более.

Расход газов на 1 м длины перегородки принимается в пределах от 2000 до 7500 м³/ч и более.

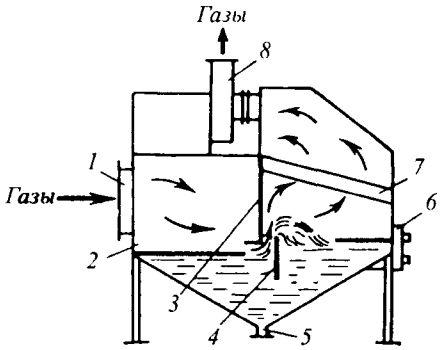


Рис. 13.66. Схема пылеуловителя типа ПВМ:
1 — входной патрубок; *2* — корпус; *3* — верхняя перегородка, *4* — нижняя перегородка; *5* — сливной патрубок; *6* — устройство для поддержания уровня воды; *7* — каплеуловитель; *8* — вентилятор

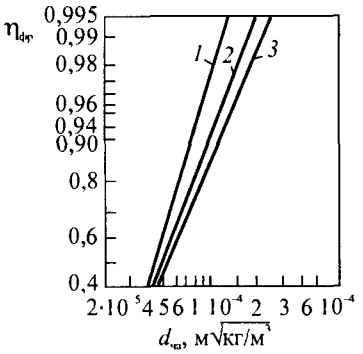


Рис. 13.67. Фракционные коэффициенты очистки для пылеуловителя типа ПВМ при различных уровнях воды δ (мм):
1 — 40; *2* — 50; *3* — 200

Значения фракционных коэффициентов очистки в зависимости от аэродинамического диаметра частиц при различных уровнях воды приведены на рис. 13.67.

13.6.2. САМОРЕГУЛИРУЮЩИЙСЯ ГАЗОПРОМЫВАТЕЛЬ

Аппарат разработан в НИИОГазе и отличается от обычных ротоклонов тем, что щелевой контактный канал смонтирован в стенках плавающей камеры, которая одновременно служит камерой загрязненного газа (рис. 13.68). Отношение количеств жидкости и газов, проходящих через контактный канал, изменяется в зависимости от скорости газов в сечении канала и от статической высоты столба жидкости над нижним порогом канала. В отличие от обычных ротокланов, у которых с изменением соотношения газ – жидкость в зоне контакта происходит изменение гидравлического сопротивления аппарата, саморегулируемый газопромыватель обеспечивает автоматическое поддержание гидравлического сопротивления на постоянном уровне при изменении расхода газов в широком диапазоне — до ±30 % от номинального. Функции регулирующего органа выполняет при этом плавающая камера. Уровень гидравлического сопротивления контактного канала определяется грузовой характеристикой этой камеры, которая изменяется путем балластировки последней. Это позволяет откор-

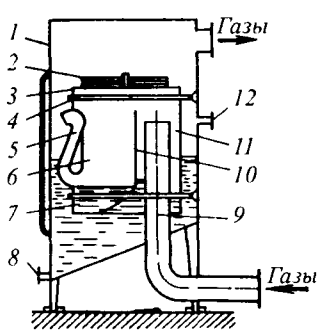


Рис. 13.68. Саморегулируемый газопромыватель:
1 — корпус; *2* — балластировочный груз; *3* — плавающая камера; *4* — тяги; *5* — контактный канал (импеллер); *6* — импеллерный отсек; *7* — окно для прохода промывной жидкости; *8* — штуцер для слива жидкости; *9* — газоход для подвода газов в аппарат; *10* — перегородка; *11* — газоходный отсек; *12* — штуцер для заливки промывной жидкости и подпитки

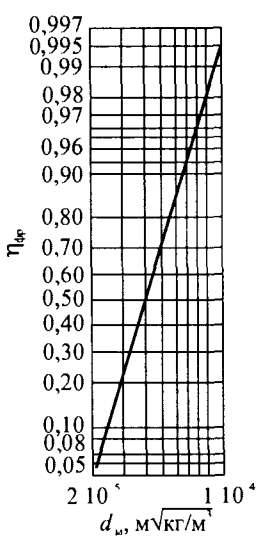


Рис. 13.69. Фракционная эффективность саморегулирующегося газопромывателя, оборудованного циклоном-каплеуловителем

ректировать величину гидравлического сопротивления и довести ее до необходимого уровня в период наладки аппарата, после чего она уже будет поддерживаться автоматически весь период эксплуатации. Гидравлическое сопротивление газопромывателя в зависимости от веса балластировочного груза колеблется в пределах от 2500 до 3500 Па. Автоматическое поддержание необходимого гидравлического сопротивления является важным достоинством саморегулируемого газопромывателя, однако, громоздкость плавающей камеры, с одной стороны, увеличивает металлоемкость аппарата, с другой стороны, ограничивает его возможности по производительности.

НИИОгазом разработан типоразмерный ряд саморегулирующихся газопромывателей, оборудованных прямоточными циклонами-каплеуловителями (ротоклоны типа РПА), на производительность от 2000 до 12000 м³/ч.

Исследования аппарата позволили получить кривую фракционной эффективности газопромывателя (оборудованного прямоточным циклоном-каплеуловителем) при общем гидравлическом. сопротивлении 4300 Па, которая приведена на рис. 13.69.

13.6.3. ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЙ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛЬ ТИПА ПВ-2

Принцип работы гидродинамического пылеуловителя с внутренней циркуляцией воды ПВ-2 следующий (рис. 13.70). Запыленные газы поступают в камеру *1* и увлекают жидкость в канал (импеллер) между наклонными лопатками *2*. Газожидкостная смесь, проходя между нижними кромками криволинейных пластин *3*, отбрасывается на перегородки *4* и дополнительно отклоняется *V*-образной направляющей *5*. Пройдя каплеуловитель доочищенные газы выбрасываются в атмосферу, а вода вместе с уловленной пылью стекает в ванну *7*, откуда шлам выводится через устройство *8*. Необходимый уровень жидкости в аппарате поддерживается с помощью регулятора *9*.

Гидравлическое сопротивление газопромывателя может изменяться в пределах 400–3000 Па, расход воды (при очистке холодных газов) составляет 0,005 л/м³ газов. Оптимальная величина газовой нагрузки на 1 м импеллера составляет 5000 м³/ч. Аппарат весьма эффективен при улавливании частиц пыли крупнее 3–5 мкм.

СПКИ разработан типоразмерный ряд пылеуловителей ПВ-2 на производительность от 5000 до 40 000 м³/ч.

13.6.4. СКРУББЕР ДОЙЛЯ

Аппараты этого типа получили широкое распространение за рубежом. Принципиальная схема работы аппарата показана на рис. 13.71. Газовый поток поступает через трубы, в нижней части кото-

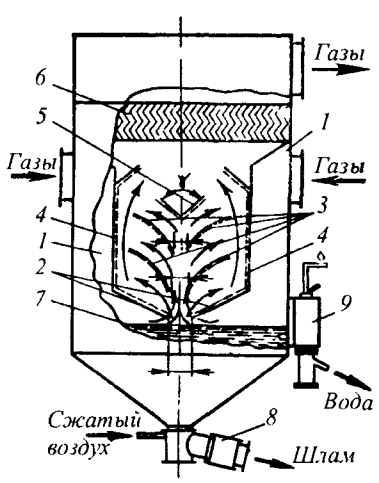


Рис. 13.70. Гидродинамический пылеуловитель ПВ-2:
1 — камера; *2* — лопатки; *3* — пластина; *4* — перегородка; *5* — направляющая; *6* — каплеуловитель; *7* — ванна; *8* — устройство для вывода шлама; *9* — регулятор

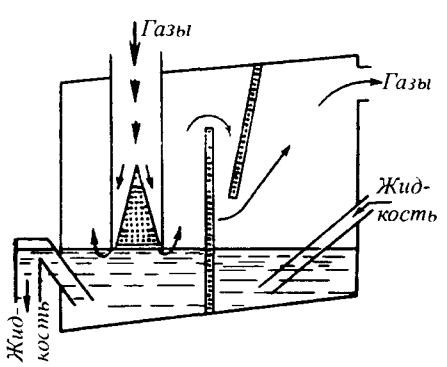


Рис. 13.71. Схема работы скруббера Дойля

рых установлены конусы, увеличивающие скорость газов в свободном сечении трубы. Непосредственно в щели на выходе из трубы скорость газов составляет 35–55 м/с. Двигаясь с этой скоростью, газовый поток ударяется о поверхность жидкости, создавая завесу из капель жидкости. Уровень жидкости в скруббере (в статическом состоянии) на 2–3 мм ниже кромки трубы. Гидравлическое сопротивление газопромывателя — от 500 до 4000 Па, а удельный расход жидкости составляет около 0,13 л/м^3.

Газопромыватель, аналогичный по принципу действия скрубберу Дойля, разработан в Гинцветмете. Его отличие заключается в том, что высокая скорость газов на выходе из сопла создается не за счет вставки, а благодаря сужению подводящей газовый поток трубы.

13.7. МОКРЫЕ АППАРАТЫ ЦЕНТРОБЕЖНОГО ДЕЙСТВИЯ

В аппаратах центробежного типа частицы пыли отбрасываются на стенку центробежными силами, возникающими при вращении газового потока в аппарате за счет тангенциального подвода газа. Непрерывно стекающая вниз пленка на стенке аппарата создается за счет подачи воды специальными соплами, расположенными в верхней части аппарата.

Осаждение частиц в центробежном скруббере происходит за счет суммарного действия двух механизмов: центробежного, перемещающего частицы к стенкам аппарата, и инерционного, способствующего осаждению частиц на каплях орошающей жидкости. Поскольку эффективность осаждения частиц за счет центробежной силы подробно изложена в гл. 5, рассмотрим инерционное осаждение частиц на каплях.

На рис. 13.72 показан элементарный объем (в виде сегмента) центробежного скруббера. Скорости прохождения частицами поверхностей *1* ($v_{ч1}$) и *2* ($v_{ч2}$) соответственно равны

$$v_{ч1} = z\int_0^{R_c} v_{гт}dR = \frac{zLv_{гтс}R_c}{1-n} \qquad (13.110)$$

$$v_{ч2} = (z+dz)\int_0^{R_c} v_{гт}dR = \frac{(z+dz)Lv_{гтс}R_c}{1-n}, \qquad (13.111)$$

где L — высота элементарного объема (по направлению центральной оси скруббера), м; R_c —радиус аппарата (расстояние от оси до стенки), м; $v_{гтс}$ — тангенциальная скорость газов у стенки (на расстоянии R_c), м/с.

Согласно принятой практике, тангенциальная скорость газов в любой точке скруббера равняется

$$v_{гт} = v_{гтс}\left(\frac{R_c}{R}\right)^n, \qquad (13.112)$$

а величина n — определяется режимом движения среды.

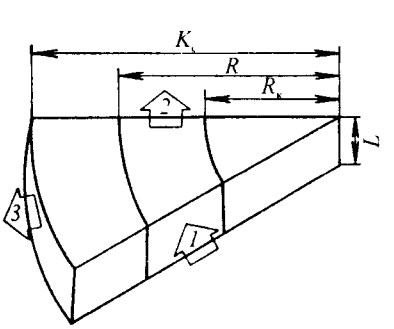


Рис. 13.72. Элементарный объем центробежного скруббера. (Объяснение см. в тексте)

Скорость прохождения частицами поверхности *3* (имеются в виду частицы, уловленные каплями) равняется

$$v_{ч3} = \int_{R_к}^{R_с} RLV_ж \frac{3}{2d_к} \eta_{Stk} v_к z d\theta dR = \frac{3V_ж \eta_{Stk} z (R_с - R_к) d\theta}{4\pi d_к}, \qquad (13.113)$$

где $R_к$ — место установки форсунок от оси скруббера, м; q — угол поворота газов при прохождении через скруббер.

Количество удерживаемой жидкости $V_ж'$ в этом случае рассчитывается по формуле

$$V_ж = \frac{V_ж}{2\pi R L v_к}. \qquad (13.114)$$

Все частицы, вошедшие в элементарный объем через поверхность *1*, должны покинуть его через поверхности *2* или *3*. Поэтому, комбинируя уравнения (13.110), (13.111) и (13.113), получим

$$\eta = \frac{z' - z''}{z'} = 1 - \exp\left[\frac{3V_ж (R_с - R_к)(1-n)\eta_{Stk}}{2v_{гтс} R_с L d_к} \cdot \frac{\theta}{2\pi}\right]. \qquad (13.115)$$

Отношение $\theta/2\pi$ представляет собой число вращении газового потока в скруббере, которое может быть выражено через отношение скорости вращения газового потока к объемной скорости газов, проходящих через аппарат

$$\frac{\theta}{2\pi} = \frac{1}{V_г} \int_0^{R_с} L v_{гт} dR = \frac{L R_к v_{гтс}}{V_г (1-n)}. \qquad (13.116)$$

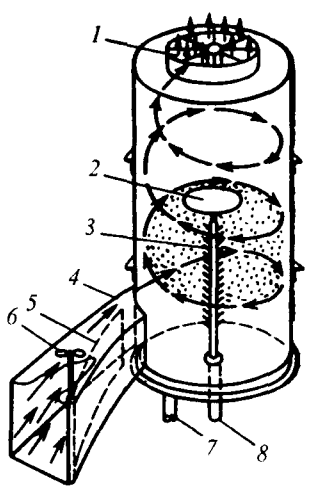


Рис. 13.73. Центробежный скруббер с тангенциальным подводом газов:
1 — лопатки для выравнивания потока; *2* — центральный диск; *3* — система орошения; *4* — устройство для ввода газов; *5* — вращающаяся заслонка на входе; *6* — шток; *7* — патрубок для шлама; *8* — патрубок для подвода орошающей жидкости

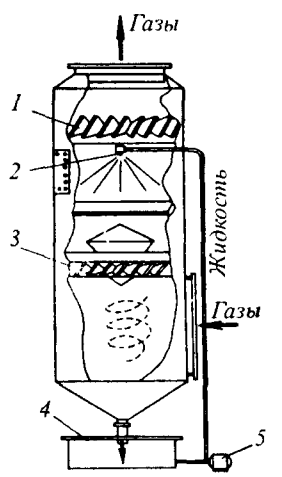


Рис. 13.74. Центробежный скруббер с внутренними завихрителями:
1 — раскручиватель для выравнивания потока; *2* — ороситель; *3* — завихритель; *4* — емкость для сбора жидкости; *5* — насос

Подставляя полученное значение $\theta/2\pi$ в выражение (13.115), получим

$$\eta = 1 - \exp\left[-\frac{3V_{ж}(R_c - R_к)}{2V_г d_к}\eta_{Stk} \right]. \qquad (13.117)$$

Значение η_{stk} для одиночной капли рассчитывается по формулам гл. 4.

В случае установки форсунок по оси скруббера величина $R_к$ в выражении (13.117) принимается равной 0.

Общая эффективность центробежного скруббера может быть рассчитана по формуле учитывающей совместное действие двух механизмов осаждения

$$\eta = 1 - (1 - \eta')(1 - \eta'') \qquad (13.117)$$

где η' — эффективность осаждения частиц за счет центробежного эффекта; η'' —эффективность инерционного осаждения на каплях.

Если η' определить по формуле Ленгмюра, а η'' — по формуле (13.117), выражение для расчета общей эффективности центробежного скруббера примет вид

$$\eta = 1 - \exp\left[(C\psi)^{\frac{1}{2n+2}} \cdot \frac{3V_{ж}(R_c - R_к)}{V_г d_к}\eta_{Stk} \right]. \qquad (13.119)$$

Надежных теоретических зависимостей для расчета гидравлического сопротивления центробежных газопромывателей нет. Поэтому при расчете аппаратов, у которых орошается только внутренняя поверхность (циклоны с мокрой пленкой), используются выражения, описывающие гидравлическое сопротивление сухих циклонов. Применение этих выражений для расчета центробежных скрубберов, в которых происходит интенсивный контакт газов с орошающей жидкостью, приводит к получению заниженных результатов.

Центробежные скрубберы, применяющиеся на практике, конструктивно можно разделить на два вида: аппараты с тангенциальным подводом газов (рис. 13.73) и аппараты, в которых вращение газового потока осуществляется с помощью специальных направляющих лопаток (рис. 13.74).

Над форсунками в центробежных скрубберах находится свободная от подачи орошения зона, которая дает возможность каплям достигнуть стенок аппарата, прежде чем газовый поток выйдет из аппарата. Таким образом, центробежные силы позволяют резко уменьшить унос жидкости из аппарата.

Центробежные газопромыватели широко применяются для очистки вентиляционного воздуха, наиболее известные из них аппараты: ЦВП и СИОТ.

13.7.1. ЦИКЛОН С ВОДЯНОЙ ПЛЕНКОЙ (ЦВП)

По внутренней поверхности стенки циклона непрерывно стекает пленка воды, которую тангенциально вводят в аппарат через ряд трубок, расположенных в его верхней части.

По площади входного отверстия в корпусе циклоны могут иметь два исполнения: основное (рис. 13.75, *а*, размер *А*) и с вдвое уменьшенной площадью входа путем установки во входном патрубке перегородки (рис. 13.75, *б*; размер A_1). Коэффициенты гидравлического сопротивления циклонов, отнесенные к скорости воздуха в горизонтальном сечении, равны: для первого исполнения z = = 30, для второго — z = 74.

Основные технические характеристики УВП и методика его расчета приведены в работе [6, с. 110; 79].

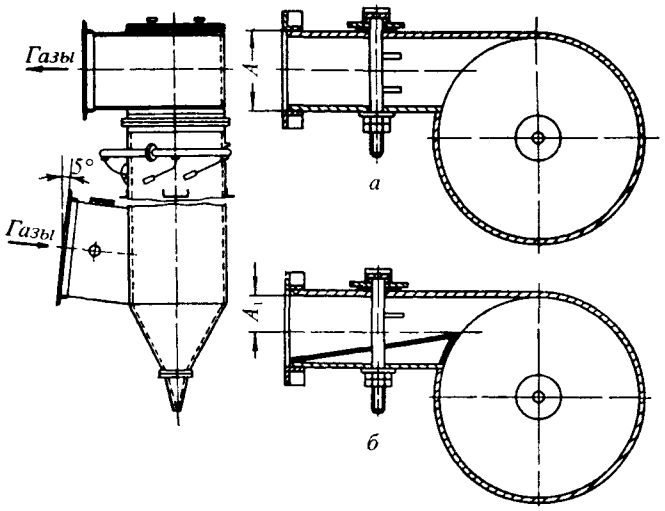
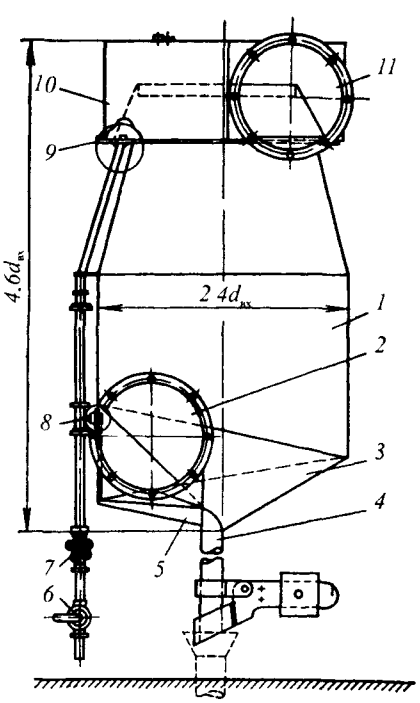


Рис. 13.75. Циклон с водяной пленкой (ЦВП):
а — основное исполнение; *б* — вариант с повышенной скоростью воздуха на входе в циклон

13.7.2. СКОРОСТНОЙ ПРОМЫВАТЕЛЬ СИОТ

Разработан Свердловским институтом охраны труда. Аппарат (рис. 13.76) состоит из корпуса *1*; входного патрубка *2*, имеющего переменное по форме сечение (от круглого до треугольного), конического днища *3*, описанного по винтовой спирали: сливного патрубка *4*, через который производится сток шламовой воды; спирального раскручивателя *10* и выходного патрубка *11*, также имеющего переменное по форме сечение (от прямоугольного до круглого). На торце входного патрубка в месте его примыкания к днищу укреплена пластина *5* *Т*-образной формы, образующая своеобразный уступ снизу и сбоку входного треугольного сечения. Вода подводится в аппарат через пусковой пробковый кран *6*, регулировочный вентиль *7* и два сопла — нижнее *8* (для смачивания части поверхности корпуса и днища за уступом) и верхнее *9* (для подачи воды на полку водораспределителя и с него — на всю поверхность корпуса).



Вода, подаваемая в аппарат, увлекается газовым потоком во вращательное движение по стенкам корпуса и днищу, где накапливается значительным по толщине слоем. Этот слой воды при сходе с верхней кромки конического винтового днища разбивается входящим над ним потоком газов на капли, которые под действием центробежных сил отбрасываются к стенкам корпуса, осуществляя при этом промывку газов.

В отличие от аппаратов ЦВП промыватели СИОТ имеют достаточно сложную конструкцию, однако они могут применяться (без снижения эффективности) для очистки больших объемов газов (до 300 тыс. м^3/ч).

Рис. 13.76. Скоростной промыватель СИОТ:
1 — корпус; *2* — входной патрубок; *3* — днище; *4* — сливной патрубок; *5* — пластина; *6* — кран; *7* — вентиль; *8*, *9* — сопла; *10* — раскручиватель; *11* — выходной патрубок

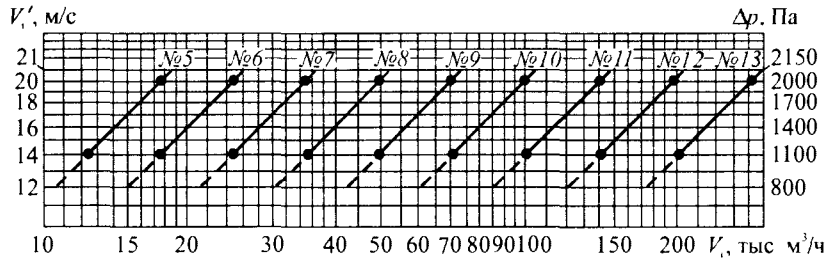


Рис. 13.77. Номограмма для определения скорости воздуха и гидравлического сопротивления промывателей СИОТ

Таблица 13.9

Технические характеристики газопромывателей СИОТ

Номер пылеуловителя	Производительность, м³/ч, при входной скорости, м/с		Диаметр входного патрубка, мм	Внутренний диаметр аппарата, мм	Расход воды (максимальный), м³/ч
	14	20			
5	12,5	17,5	560	1344	2,0
6	17,5	25	665	1596	2,8
7	25	35	790	1896	3,9
8	35	50	940	2256	5,5
9	50	75	1120	2688	7,7
10	75	100	1330	3192	11,0
11	100	140	1580	3792	15,5
12	140	200	1880	4512	22
13	200	280	2240	5400	31

Рекомендуемые скорости воздуха в круглом сечении входного патрубка аппарата: 14–20 м/с. Область рекомендуемой работы газопромывателей и область допустимой работы — см. рис. 13.75; гидравлическое сопротивление газопромывателей СИОТ $\Delta p_{ап}$ (Па):

$$\Delta p_{ап} = 147\, v_г' - 980,$$

где $v_г'$ — скорость воздуха в круглом сечении входного патрубка, м/с.

Технические характеристики промывателей СИОТ даны в табл. 13.9.

В скоростных промывателях СИОТ частицы пыли крупнее 5 мкм улавливаются более чем на 99 %.

13.7.3. ЦЕНТРОБЕЖНЫЙ СКРУББЕР С ТАНГЕНЦИАЛЬНЫМ ПОДВОДОМ ГАЗОВ

Аппарат этого типа, получивший название циклонный оросительный скруббер Пиз-Антони, показан на рис. 13.78. Скорость газового потока на входе в скруббер может достигать 60 м/с; скорость очищаемых газов в сечении скруббера обычно составляет 1,2–2,4 м/с; гидравлическое сопротивление аппарата составляет 0,5–1,5 кПа, а расход воды на очистку газов — 0,4–1,3 л/м³. Для улавливания брызг, уносимых газами, над форсунками устанавливают дисковый брызгоотбойник. Выравнивание газового потока на выходе из скруббера производится лопастным раскручивателем. При размерах взвешенных частиц более 1 мкм степень очистки газов в аппарате может достигать 97 % и более.

Подвод орошающей жидкости в подобный скруббер может осуществляться с помощью форсунок устанавливаемых вдоль стенок аппарата (рис. 13.78). Подача воды в этом случае в количестве ~0,7 л/м³

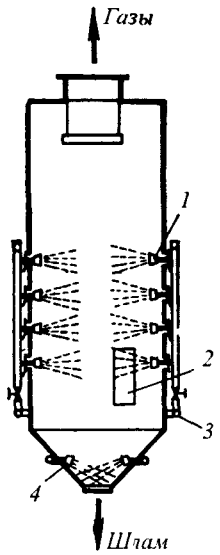


Рис. 13.78. Центробежный скруббер с боковым расположением форсунок: *1*— форсунка; *2* — устройство для ввода газов; *3* — водяной коллектор: *4* — форсунка для орошения стенок бункера

газов осуществляется под давлением от 0,7 до 3 МПа, причем около 40 % капель жидкости приходится на ту часть скруббера, где вводится газовый поток. Форсунки высокого давления с малыми отверстиями истечения требуют подвода хорошо очищенной от взвеси жидкости. Гидравлическое сопротивление аппарата составляет от 0,3 до 0,6 кПа.

К центробежным газопромывателям следует отнести и так называемые безрешеточные пенные пылеуловители: циклонно-пенный аппарат (ЦПА) и пенно-вихревой аппарат (ПВА). В этих аппаратах помимо осаждения частиц пыли за счет центробежной силы используются элементы, присущие пылеуловителям ударно-инерционного типа.

13.7.4. АППАРАТ ЦПА

Аппарат ЦПА (рис. 13.79) разработан Богатых с сотрудниками. Газовый поток подается тангенциально через отверстие по периметру цилиндра в слой жидкости, которая находится в нижней части аппарата. В результате взаимодействия газов с жидкостью образуется слой динамической пены, совершающей вращательное движение. Оптимальная скорость газов на выходе из улитки составляет 6–10 м/с. Поэтому для аппаратов производительностью более 1000 м^3/ч для уменьшения габаритов закручивающего устройства приходится применять улитки достаточно сложной конструкции. Указывается, что ЦПА по производительности не должен превышать 10000 м^3/ч.

Оптимальный гидродинамический режим в ЦПА соответствует скорости газов в свободном сечении аппарата $v_г$ = 5 м/с и высоте слоя пены $H_п$ = 0,3 м. При этом гидравлическое сопротивление аппарата равно около 1100 Па. В ЦПА практически полностью улавливаются частицы крупнее 10 мкм и достаточно хорошо — частицы крупнее 4–5 мкм.

Центробежные пенные аппараты, подобно газопромывателям ударно-инерционного действия, относятся к аппаратам с внутренней циркуляцией жидкости (дополнительный подвод жидкости необходим только для компенсации ее потерь на испарение и со шламом).

К недостаткам их следует отнести наличие достаточно сложных устройств в месте подвода газов, обеспечивающих образование пенного слоя, и низкую эффективность при улавливании частиц пыли размером менее 4–5 мкм. Последнее обстоятельство связано с небольшим уровнем энергозатрат, который может быть реализован в этих пылеуловителях.

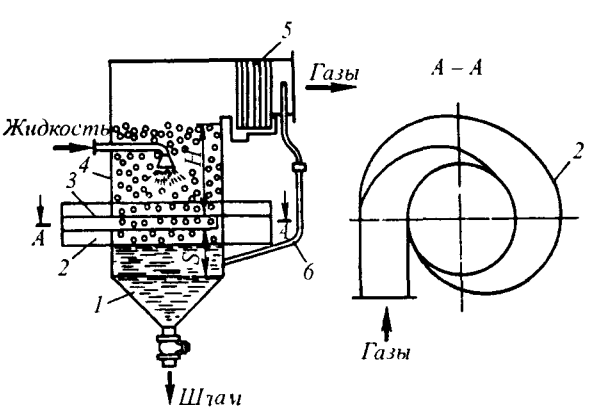


Рис. 13.79. Схема циклонно-пенного аппарата с подводом газов через улитку:
1 — бункер; *2* — улитка, *3* — отверстие для входа газов в реакционную зону; *4* — корпус; *5* — каплеуловитель; *6* — водомерная трубка

13.7.5. РОТОКЛОН ТИПА "R"

Поскольку эффективность осаждения частиц за счет центробежной силы должна уменьшаться с увеличением радиуса вращения, целесообразно применять аппараты небольшого диаметра. Исходя из этих предпосылок, фирма American Air Filter создала аппарат, получивший, название "Ротоклон R", аналогичный мультициклону (рис. 13.80).

В прямоугольном корпусе *1*, разделенном горизонтальными перегородками на три камеры (камера грязного газа *2*, камера отвода промывающей жидкости *3* и камера чистого газа *4*), установлены отдельные контактные элементы. Контактный элемент состоит из двухзаходного конусного завихрителя *7*, трубы *6* диаметром 305 мм и выпускного конуса *5*. Внутри конусного завихрителя монтируется распылитель жидкости, представляющий собой *Т*-образную трубку *8* сечением 1/2″.

Запыленные газы подаются в камеру загрязненного газа, а затем через две щели входного конуса в виде закрученного потока вводятся в контактный элемент, где промываются водой. За счет действия центробежной силы капли воды с осевшими на них частицами пыли отбрасываются к стенкам трубы и стекают через зазор между трубой и выпускным конусом в камеру *3*. Очищенные газы из камеры *4* отводятся вентилятором в выбросную трубу.

Производительность по газам одного контактного элемента составляет 4250–9300 м^3/ч, удельный расход воды — 0,54–0,74 л/м^3. Гидравлическое сопротивление аппарата находится в пределах 1000–2000 Па. В зависимости от объема очищаемых газов ротоклон типа "R" включает 8, 12 или 18 контактных элементов.

13.7.6. ЦЕНТРОБЕЖНЫЙ СКРУББЕР БАТАРЕЙНОГО ТИПА СЦИБ-20

Аппарат состоит из четырех рабочих элементов, каждый из которых представляет собой трубу, в верхней части которой имеется двухлопастный завихритель, а в нижней кольцевой зазор

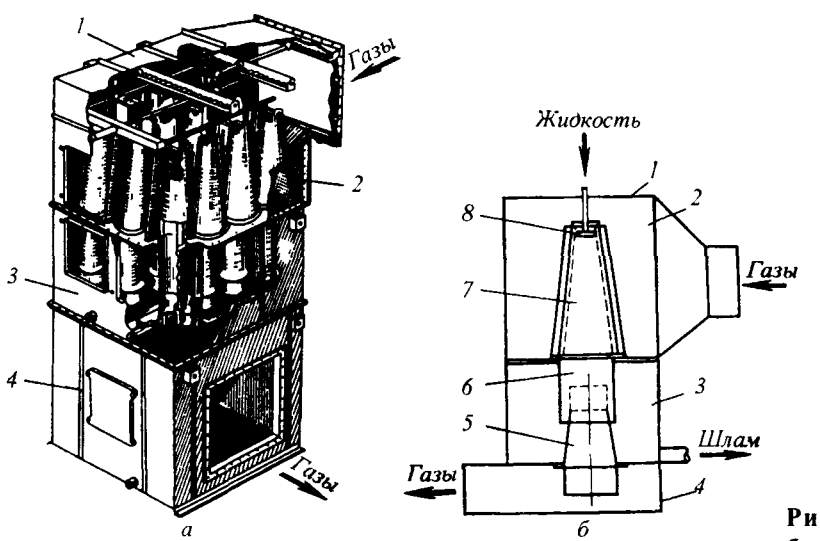


Рис. 13.80. Ротоклон типа "R" (*а* — общий вид; *б* — контактный элемент):
1— корпус аппарата; *2* — камера загрязненного газа, *3* — камера отвода орошающей жидкости; *4* — камера чистого газа; *5* — выпускной конус; *6* — труба; *7* — входной конический завихритель, *8* — Т-образный ороситель

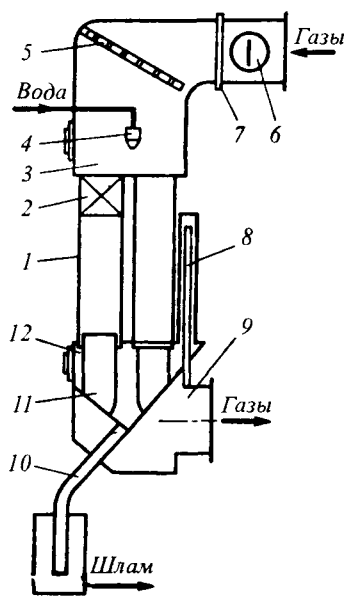


Рис. 13.81. Центробежный скруббер батарейного типа СЦВБ-20:
1 — рабочий элемент; *2* — завихритель; *3* — камера запыленного газа; *4* — форсунка; *5* — газораспределительное устройство; *6* — люк; *7* — сетка; *8* — устройство для выравнивания давления; *9* — камера чистого газа; *10* —сливная труба; *11* — соединительная труба; *12* — шламовая камера

(рис. 13.81). Запыленный газ подается в специальную камеру, орошается водой, после чего газоводяная смесь закручивается в завихрителях и входит в рабочий элемент, в котором капли воды с осевшими на них частицами пыли под действием центробежных сил отбрасываются на стенки. Вода вместе с уловленной пылью стекает через кольцевой зазор в шламовую камеру и выводится из аппарата через гидрозатвор. Очищенный газ по соединительным трубкам поступает в камеру чистого газа, откуда удаляется вентилятором.

Аппарат рассчитан на производительность 20000 м^3/ч. При очистке больших объемов аппарат собирается из нескольких подобных модулей. Скорость газа в свободном сечении завихрителя 20 м/с, удельный расход воды, подаваемой под давлением до 150 кПа, 0,3–0,5 дм^3/м^3. Гидравлическое сопротивление аппарата при расчетной производительности 1650 Па, масса аппарата 1 т. Скруббер типа СЦВБ-20 рекомендуется применять для улавливания смачиваемой пыли при начальной концентрации до 10 г/м^3. Степень очистки газа определяют на основании нормальной функции распределения принимая d_m =1,5 мкм и $\lg \sigma_\eta$ = 0,426.

13.8. МОКРЫЕ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛИ С ВНУТРЕННЕЙ ЦИРКУЛЯЦИЕЙ ЖИДКОСТИ [155]

Анализ приведенных конструкций показывает, что общим недостатком известных мокрых пылеуловителей, применяемых в промышленном производстве, является однократное использование жидкости в пылеулавливающем процессе и, как следствие, большие ее расходы на очистку газа. Для обработки больших объемов прореагировавшей с газом воды, отделения ее от шлама и возврата в аппараты требуется сооружение громоздких, капиталоемких, сложных систем оборотного водоснабжения, которые значительно удорожают процесс очистки газа и делают его соизмеримым со стоимостью очистки при применении наиболее сложных и дорогостоящих систем сухой очистки газов (электрофильтров и рукавных фильтров).

В связи с этим в настоящее время назрела необходимость в создании таких мокрых пылеуловителей, которые бы работали с низким расходом пылеулавливающей жидкости и сочетали в себе основные достоинства современных средств очистки газов: простоту и компактность, высокую эффективность, возможность управления процессами пылеулавливания и оптимизацию режимов.

В наибольшей степени современным требованиям к устройству и работе аппаратов очистки промышленных газов соответствуют мокрые пылеуловители с внутренней циркуляцией жидкости (МП ВЦЖ), получающие в настоящее время все более широкое распространение в системах газоочистки в России и за рубежом.

13.8.1. КОНСТРУКЦИИ МОКРЫХ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛЕЙ С ВНУТРЕННЕЙ ЦИРКУЛЯЦИЕЙ ЖИДКОСТИ И ИХ КЛАССИФИКАЦИЯ

Основные наиболее известные конструкции этих аппаратов представлены на рис. 13.82.

Конструктивно каждый из МП ВЦЖ состоит из частично погруженного в жидкость контактного канала и каплеуловителя, объединенных в одном корпусе. Принцип действия аппаратов основан на способе интенсивной промывки газов в контактных каналах различной конфигурации с последующим разделением газожидкостного потока в каплеуловителе. При этом прореагировавшая и отделенная от газа жидкость не удаляется сразу же из аппарата, а циркулирует внутри него и многократно используется в пылеулавливающем процессе.

Циркуляция жидкости внутри мокрого пылеуловителя обеспечивается за счет кинетической энергии газового потока. Каждый аппарат снабжен устройством для поддержания постоянного уровня жидкости, а также устройством для удаления шлама из сборного бункера газопромывателя.

Отличительные особенности МП ВЦЖ:

• бесфорсуночное орошение газа жидкостью, что позволяет использовать для орошения жидкость с высоким содержанием взвесей (до 250 мг/м^3);

• замкнутая циркуляция жидкости внутри аппаратов, которая позволяет многократно использовать жидкость в контактных устройствах пылеуловителей и тем самым сократить ее расход на очистку газа до 0,5–0,1 кг/м^3, т.е. в 10 и более раз по сравнению с другими типами мокрых пылеуловителей;

• удаление уловленной пыли из аппаратов в виде густых шламов с низкой влажностью, что позволяет упростить утилизацию пыли, уменьшить нагрузку на системы очистки воды, а в некоторых случаях вообще отказаться от их сооружения;

• компоновка каплеуловителя внутри корпуса аппарата, которая позволяет уменьшить размеры пылеуловителей, обеспечить их компактность.

Указанные особенности и преимущества МП ВЦЖ привели к широкой популярности этих аппаратов, активной разработке различных конструкций, исследованию и внедрению мокрых пылеуловителей, как в России, так и за рубежом.

Патентные исследования, проведенные по полному фонду патентных бюллетеней России и пяти развитых капиталистических стран (США, Великобритания, ФРГ, Франция, Япония), а также изучение литературных источников позволили установить, что к настоящему времени в мире создано более 300 различных конструкций мокрых пылеуловителей с внутренней циркуляцией жидкости, причем свыше половины аппаратов этого типа создано в странах СНГ. Структурно каждый пылеуловитель состоит из двух основных элементов: контактного канала (КК) и каплеуловителя (КУ).

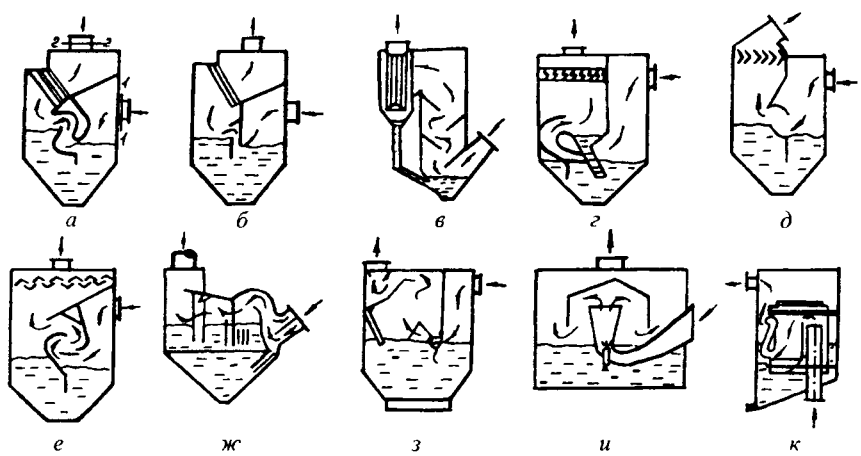


Рис. 13.82. Конструкции мокрых пылеуловителей с внутренней циркуляцией жидкости:
а — ротоклон N (США); *б* — ПВМ ЦНИИПромзданий (Россия); *в* — газопромыватель ВНИИМТ (Россия); *г* — пылеуловитель МНЕ (Чехословакия); *д* — пылеуловитель WNA (Германия); *е* — пылеуловитель "Аско" (Германия); *ж* — пылеуловитель ЛенГИПРОХИМа (Россия); *з* — пылеуловитель "Клайратор" (США); *и* — пылеуловитель VDN (Австрия); *к* — ротоклон РПА НИИОГАЗа (Россия)

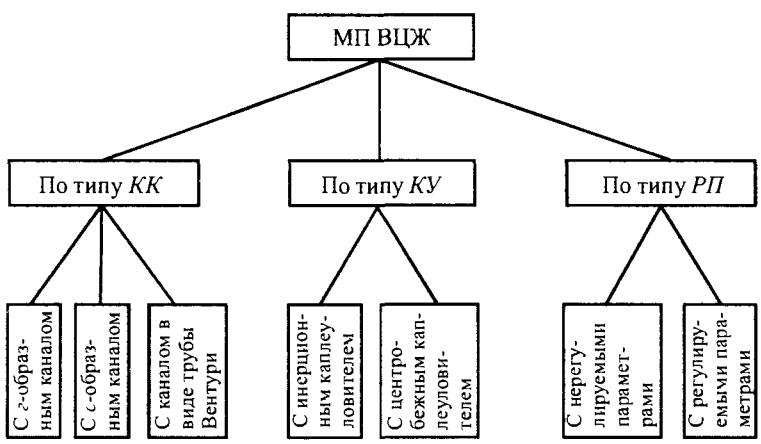


Рис. 13.83. Классификация мокрых пылеуловителей с внутренней циркуляцией жидкости

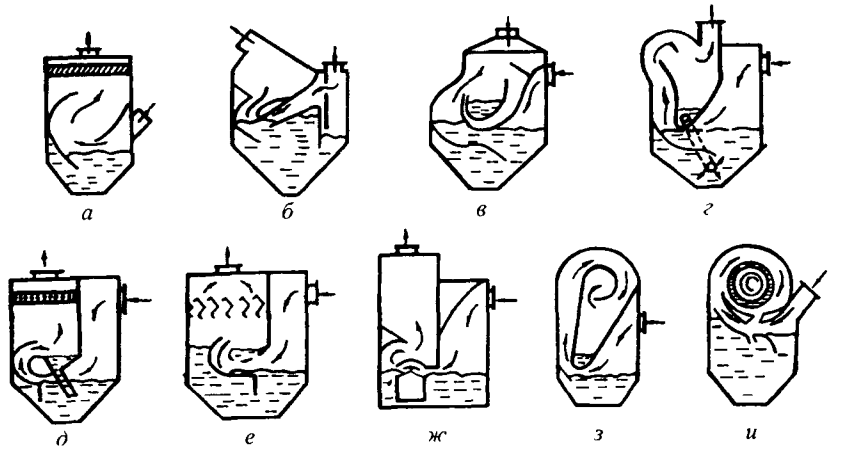


Рис. 13.84. МП ВЦЖ с С-образным контактным каналом
а — по патенту № 1070935 (США), *б* — № 434968 (СССР), *в* — а с № 233634 (СССР), *г* — а с № 174938 (СССР) *д* — типа МНЕ (ЧССР), *е* — типа "Аква-Спрэй" (ФРГ), *ж* — по патенту № 10328891 (Англия), *з* — по патенту № 2119975 (ФРГ), *и* — фирмы "Буэль" (ФРГ)

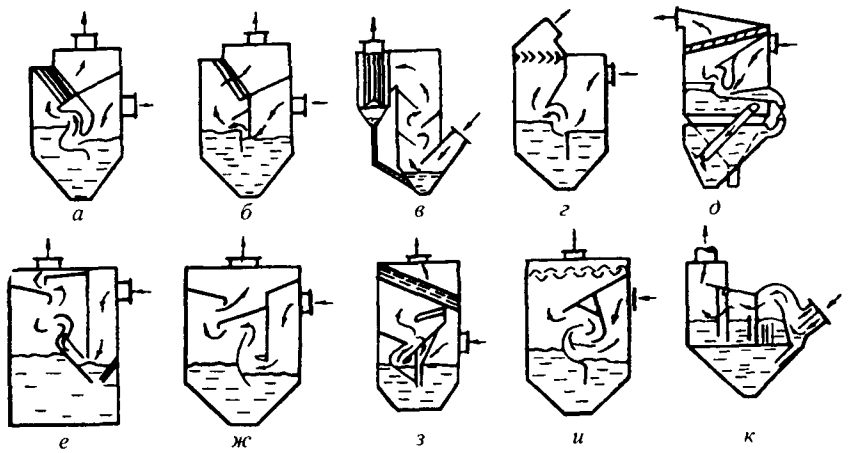


Рис. 13.85. МП ВЦЖ с Г-образным контактным каналом
а — ротоклон N (США), *б* — ПВМ ЦНИИПромзданий (СССР), *в* — ГП ВНИИМТ (СССР), *г* — типа WNA (ГДР), *д* — по а с № 539531 (СССР), *е* — типа "Ветколь" (ФРГ), *ж* — фирмы "Драко – Джейро – Клин" (США), *з* — фирмы "Спенсер энд Халстенд" (США), *и* — типа "Аско" (ФРГ), *к* — по а с № 601033 (СССР)

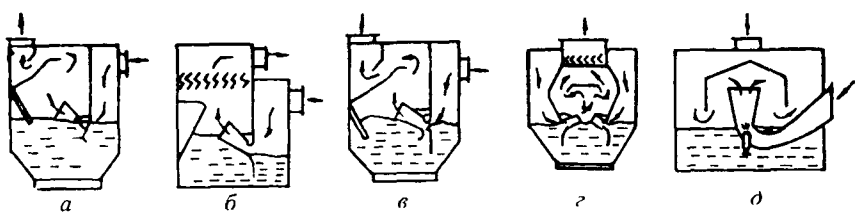


Рис. 13.86. МП ВЦЖ с контактным каналом в виде трубы Вентури
а — типа "Клайратор" (США), *б* — по патенту № 1227427 (ФРГ), *в* — по патенту № 1046101 (Англия) *г* — № 2340195 (ФРГ), *д* — типа VDN (Австрия)

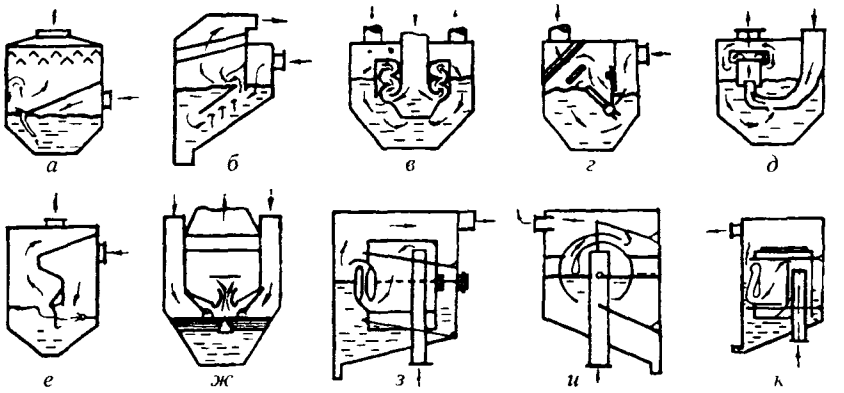


Рис. 13.87. МП ВЦЖ с регулируемыми параметрами
а — по патенту № 1546651 (ФРГ), *б* — а с № 556824 (СССР), *в* — а с № 598625 (СССР), *г* — а с № 573175 (СССР), *д* — по патенту № 1903985 (ФРГ), *е* — № 13686450 (Франция), *ж* — а с № 332845 (СССР), *з* — а с № 318402 (СССР), *и* — а с № 385598 (СССР), *к* — типа РПА НИИОГАЗа (СССР)

После анализа известных конструкций МП ВЦЖ проведена их классификация по типам.

- контактного канала,
- каплеуловителя,
- регулируемых параметров

Классификация МП ВЦЖ приведена на рис 13 83

Наиболее существенным отличительным признаком МП ВЦЖ является конструкция контактного канала *с-* и *г*-образные и канал в виде трубы Вентури (рис 13 84–13 86)

По типу каплеуловителя МП ВЦЖ разделяются на два вида с инерционным (на рис 13 84, *а–ж*, 12 85, *а–и*, 13 86) и центробежным каплеуловителями (рис 13 84, *з*, *и*, 13 85, *в*, *к*) При соблюдении скорости в рекомендуемых пределах каплеуловители обоих типов обеспечивают качественное отделение капель жидкости от газового потока

МП ВЦЖ, представленные на рис 13 84–13 86 относятся к аппаратам с нерегулируемыми режимными параметрами, поскольку в них отсутствуют какие-либо механизмы регулирования В пылеуловителях этого типа трудно обеспечивается устойчивый режим работы высокой эффективности, особенно при изменяющихся параметрах очищаемого газа (давлении, температуре, объеме, содержании пыли и т д) В связи с этим мокрые пылеуловители с регулируемыми параметрами (рис 13 87) являются более надежными и перспективными Регулирование режимных параметров позволяет изменять гидравлическое сопротивление, от величины которого, согласно энергетической теории мокрого пылеулавливания, зависит эффективность улавливания пыли Регулирование параметров позволяет эксплуатировать пылеуловители в оптимальном режиме, при котором обеспечиваются наиболее благоприятные условия взаимодействия фаз и достигается максимальная эффективность улавливания пыли с наименьшими энергетическими затратами Большое значение приобретают пылеуловители с регулируемым сопротивлением также для стабилизации процессов газоочистки при изменяющихся параметрах очищаемого газа

В МП ВЦЖ, представленных на рис 13 87, используются способы регулирования гидравлического сопротивления изменением следующих параметров,

- скорости газов в контактном канале путем увеличения или уменьшения его сечения с помощью подвижных верхних или нижних перегородок (рис 13 87, *а, б, в*),
- удельного расхода жидкости на орошение газа в контактном канале путем увеличения или уменьшения зазора для подсоса жидкости в канале (рис 13 87, *д*),
- скорости газов в контактном канале путем увеличения или уменьшения его сечения в зависимости от уровня жидкости в аппарате (рис 13 87, *г, е, ж*)
- скорости газов в контактном канале путем увеличения или уменьшения его сечения в зависимости от газовой нагрузки (рис 13 87, з, *и, к*)

В пылеуловителях, представленных на рис. 13.87, *а, б,* поворот регулирующих перегородок производится либо вручную, либо дистанционно с приводом от электродвигателя, а в пулеуловителе на рис. 13.87, *в* — вручную, перемещением перегородок относительно друг друга на резьбовом соединении.

В пылеуловителях (рис. 13.87, *е, ж*) нижние перегородки выполнены в виде поплавка либо связаны с поплавками, что позволяет стабилизировать процесс очистки при изменяющемся уровне жидкости.

Интересный принцип регулирования применен в пылеуловителях, изображенных на рис. 13.87, *и, к*. В этих аппаратах контактные устройства расположены на стенке плавающей камеры, погруженной в жидкость и укрепленной внутри корпуса с помощью шарниров. Такая конструкция пылеуловителей позволяет автоматически поддерживать постоянным гидравлическое сопротивление аппарата при изменяющейся газовой нагрузке.

Из литературных данных следует, что известные конструкции МП ВЦЖ работают в узком диапазоне изменения скорости газа в контактных каналах и используются в промышленном производстве в основном для очистки газов от крупнодисперсной пыли в системах аспирации вспомогательного оборудования. Известные аппараты весьма чувствительны к изменению газовой нагрузки на контактный канал и уровню жидкости, незначительные отклонения этих параметров от оптимальных значений приводят к раскачке уровней жидкости у контактных каналов, неустойчивому режиму работы и снижению эффективности пылеулавливания. Из-за низких скоростей газа в контактных каналах известные МП ВЦЖ имеют большие габариты. Эти недостатки, а также слабая изученность протекающих в аппаратах процессов, отсутствие надежных методов их расчета затрудняют разработку новых рациональных конструкций мокрых пылеуловителей данного типа и их широкое внедрение в производство. В связи с этим назрела необходимость более детального теоретического и экспериментального изучения МП ВЦЖ с целью скорейшего использования наиболее эффективных и экономичных конструкций в системах очистки промышленных газов.

13.8.2. ОРГАНИЗАЦИЯ ГИДРОДИНАМИЧЕСКОГО ВЗАИМОДЕЙСТВИЯ ФАЗ

В МП ВЦЖ осуществляется процесс взаимодействия газовой, жидкой и твердой фаз, в результате которого твердая фаза (пыль), диспергированная в газе, переходит в жидкость. В связи с тем, что концентрация твердой фазы в газе имеет весьма низкие величины (до 50 г/м^3), она не оказывает существенного влияния на гидродинамику потоков. Таким образом, изучение гидродинамики в МП ВЦЖ сводится к рассмотрению взаимодействия газовой и жидкой фаз.

Процесс гидродинамического взаимодействия фаз в МП ВЦЖ можно разделить на следующие последовательно протекающие стадии:

- захват жидкости газовым потоком на входе в контактное устройство;
- дробление жидкости скоростным газовым потоком в контактном канале;
- укрупнение капель жидкости на выходе из контактного устройства;
- отделение капель жидкости от газа в каплеуловителе.

Захват жидкости газовым потоком на входе в контактное устройство. Перед входом в контактное устройство аппарата происходит сужение газового потока с увеличением его скорости, захват верхних слоев жидкости и увлечение ее в контактный канал. От эффективности захвата жидкости газовым потоком зависит работоспособность всего пылеуловителя — без захвата жидкости не будет обеспечено эффективного взаимодействия фаз в контактном канале и, следовательно, не будет достигнута качественная очистка газа от пыли. Таким образом, захват жидкости газовым потоком на входе в контактное устройство является одной из определяющихся стадий гидродинамического процесса в МП ВЦЖ.

Захват жидкости газовым потоком может быть объяснен наличием межфазной турбулентности, которая развивается на границе раздела газовой и жидкой фаз. Условиями для возникновения межфазной турбулентности является наличие градиента скоростей фаз на поверхности раздела, различие вязкости потоков, межфазное поверхностное натяжение. При движении газа над поверхностью

жидкости последняя будет подтормаживать пограничные слои газа, в результате чего в них возникают турбулентные касательные напряжения, способствующие поперечному переносу энергии. Возникающие поперечные турбулентные пульсации приводят к проникновению турбулентных газовых вихрей в пограничные слои жидкости с последующим вымыванием этих слоев в вихри. Взаимное проникновение вихрей пограничных слоев приводит как бы к сцеплению газа с жидкостью на границе раздела фаз и увлечению верхних слоев жидкости движущимся над ее поверхностью газом. Интенсивность такого увлечения зависит от кинетической энергии газового потока, от его скорости над жидкостью при входе в контактное устройство. При постепенном увеличении скорости газа происходит изменение поверхности жидкости сначала от гладкой к волнистой, затем образуется рябь и, наконец, происходит диспергирование жидкости в газе.

Количественную оценку эффективности захвата в мокрых пылеуловителях с внутренней циркуляцией жидкости целесообразно проводить с помощью показателя $m = V_ж/V_г$, м³/м³, равного отношению объемов жидкой и газовой фаз в контактных каналах и характеризующего удельный расход жидкости на орошение газа в каналах. Очевидно, что величина m, в первую очередь, будет определяться скоростью газового потока на входе в контактный канал $W_г$. Другим определяющим параметром является уровень жидкости на входе в контактный канал, который может изменять сечение канала и влиять на скорость газа:

$$\frac{V_г}{S_г} = \frac{V_г}{bh_к - bh_ж} = \frac{V_г}{b(h_к - h_ж)}, \tag{13.120}$$

где $S_г$ — сечение контактного канала; b — ширина канала; $h_к$ — высота канала; $h_ж$ — уровень жидкости.

Таким образом, для описания захвата жидкости газовым потоком в контактных каналах МП ВЦЖ достаточно получить экспериментальную зависимость следующего типа:

$$m = f(W_г, h_ж). \tag{13.121}$$

Дробление жидкости скоростным газовым потоком в контактном канале. Как показано далее, от размера капель жидкости во многом зависит эффективность улавливания частиц пыли: с уменьшением размера капель эффективность пылеулавливания повышается. Таким образом, данная стадия гидродинамического взаимодействия фаз является весьма важной.

Процесс дробления жидкости газовым потоком в контактном канале пылеуловителя происходит за счет высоких относительных скоростей между жидкостью и газовым потоком. Для расчета среднего диаметра капель, получающихся в контактных каналах МП ВЦЖ, целесообразно использовать эмпирическую формулу японских инженеров Нукиямы и Таназавы, которая позволяет учесть наряду с физическими характеристиками фаз влияние режимных параметров:

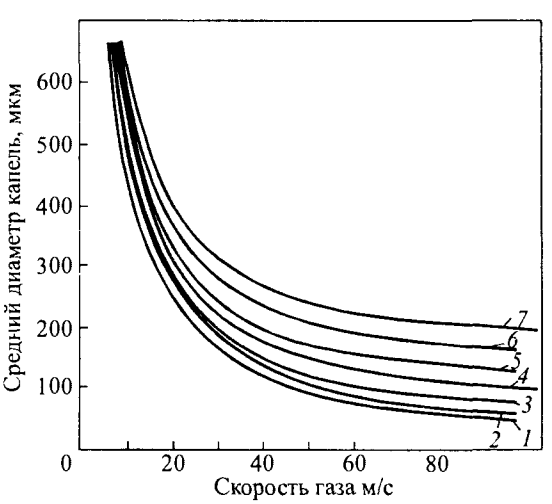


Рис. 13.88. Расчетная зависимость среднего размера капель воды в контактных каналах МП ВЦЖ от скорости газа при различных удельных расходах воды, м³/с:
1 — $m = 0{,}1\cdot10^{-3}$; *2* — $0{,}5\cdot10^{-3}$; *3* — $1\cdot10^{-3}$; *4* — $1{,}5\cdot10^{-3}$; *5* — $2\cdot10^{-3}$; *6* — $2{,}5\cdot10^{-3}$; *7* — $3\cdot10^{-3}$

$$D_0 = \frac{585 \cdot 10^{-3} \sqrt{\sigma_ж}}{W_г} + 53{,}4 \left(\frac{\mu_ж}{\sqrt{\rho_ж \sigma_ж}} \right)^{0{,}45} \frac{V_ж}{V_г}, \qquad (13.122)$$

где $W_г$ — относительная скорость газов в канале, м/с; $\sigma_ж$ — коэффициент поверхностного натяжения жидкости, Н/м; $\rho_ж$ — плотность жидкости, кг/м^3; $m_ж$ — вязкость жидкости, Па/с; $V_ж$ — объемный расход жидкости, м^3/с; $V_г$ — объемный расход газа, м^3/с.

На рис. 13.86 приведены расчетные кривые среднего диаметра капель воды в контактных каналах МП ВЦЖ в зависимости от скорости газового потока и удельного расхода воды на орошение газа. Расчет проведен по формуле (13.122) при следующих значениях параметров: $\sigma = 72 \cdot 10^{-3}$ Н/м; $\rho_ж = 1000$ кг/м^3; $m_ж = 1{,}01 \cdot 10^{-2}$ Па/с.

Полученные зависимости свидетельствуют о том, что важнейшими режимными параметрами, от которых зависит средний размер капель в контактных каналах МП ВЦЖ, являются скорость газового потока $W_г$ и удельный расход жидкости на орошение газа m. Именно эти параметры определяют гидродинамическую структуру образующегося газожидкостного потока.

С ростом скорости газа процесс дробления жидкости газовым потоком усиливается, и образуются капли меньшего диаметра. Наиболее интенсивное влияние на размер капель оказывает изменение скорости газа в интервале от 7 до 50 м/с, при дальнейшем увеличении скорости газа ($W_г > 50$ м/с) интенсивность дробления капель снижается. Необходимо отметить, что в наиболее распространенных конструкциях МП ВЦЖ (ротоклоны *N* и др.), которые работают при скорости газа в контактных устройствах 15 м/с, размер капель в канале значителен и составляет 325–425 мкм. При этих режимных параметрах и размерах капель не достигается качественная очистка газа от мелкодисперсной пыли. Для уменьшения размера капель и повышения эффективности работы этих аппаратов необходимо увеличение скорости газа до 30, 40, 50 м/с и более в зависимости от типа улавливаемой пыли.

Увеличение удельного расхода жидкости на орошение газа приводит к росту диаметра образующихся капель. Так, при увеличении m с $0{,}1 \cdot 10^{-3}$ до $3 \cdot 10^{-3}$ м^3/м^3 средний размер капель увеличивается примерно на 150 мкм. Для обеспечения минимального диаметра капель в контактных каналах МП ВЦЖ удельный расход жидкости на орошение газа должен быть оптимизирован в диапазоне $(0{,}1–1{,}5) \cdot 10^{-3}$ м^3/м^3. Необходимо отметить, что в данном диапазоне удельных расходов с высокой эффективностью работает большинство скоростных мокрых пылеуловителей.

Укрупнение капель жидкости на выходе из контактного устройства. На выходе из контактного устройства происходит расширение газожидкостной струи и укрупнение капель жидкости за счет их коагуляции. Максимальный размер капель, взвешенных в газовом потоке, определяется условиями устойчивости: размер капель будет тем больше, чем меньше скорость газового потока. Таким образом, на выходе из контактного устройства вместе с падением скорости газового потока будет наблюдаться увеличение размера капель. Турбулентность в расширяющейся части потока больше, чем в канале с постоянным сечением, и она растет с увеличением угла раскрытия струи, а это значит, что скорость турбулентной коагуляции в расширяющейся части потока будет также расти с увеличением угла раскрытия струи. Чем полнее произойдет коагуляция частиц жидкости, тем крупнее будут капли на выходе из контактного устройства и тем эффективней они будут уловлены в каплеуловителе.

Практика показывает, что размер скоагулированных капель на выходе из контактного устройства составляет, как правило, более 150 мкм. Частицы такого размера легко улавливаются в простейших устройствах (инерционных, гравитационных, центробежных и др.).

Отделение капель жидкости от газового потока. Для отделения капель жидкости от газа в МП ВЦЖ применяются в основном инерционные и центробежные каплеуловителн. В инерционных каплеуловителях отделение осуществляется за счет изменения направления газожидкостного потока. Капли жидкости, движущиеся в газовом потоке, обладают определенно кинетической энергией, благодаря которой при изменении направления потока газа они по инерции движутся прямолинейно и выводятся из потока. Если принять, что капля имеет форму шара и скорость ее движения в

газовом потоке равна скорости этого потока, то кинетическая энергия капли, движущейся в потоке, может быть определена по формуле

$$E_к = \frac{\pi D_0^3}{6} \rho_ж \frac{W_г^2}{2}, \tag{13.123}$$

т.е. с уменьшением диаметра капли и скорости газового потока кинетическая энергия капли резко уменьшается. При изменении направления газового потока сила инерции заставляет двигаться каплю в прежнем направлении. Чем больше кинетическая энергия капли, тем больше и сила инерции:

$$E_к = \frac{\pi D_0^3}{6} \rho_ж \frac{dW_г}{d\tau}. \tag{13.124}$$

Таким образом, с уменьшением скорости потока в инерционном каплеуловителе и диаметра капли кинетическая энергия капли уменьшается, и эффективность каплеотделения снижается. Однако увеличение скорости газового потока не может быть беспредельным, поскольку в определенном диапазоне скоростей газов происходит резкое снижение эффективности каплеотделения вследствие возникновения вторичного уноса уловленные капель жидкости. Для расчета критической скорости газов в инерционных каплеуловителях можно использовать формулу, м/с:

$$W_{ку} = k_с \sqrt{\frac{\rho_ж - \rho_г}{\rho_г}}, \tag{13.125}$$

где $W_{ку}$ — оптимальная скорость газов в свободном сечении каплеуловителя, м/с; $k_с$ — коэффициент, определяемый экспериментально для каждого вида каплеуловителя.

Значения коэффициента обычно колеблются в диапазоне 0,1–0,3. Оптимальная скорость составляет от 3 до 5 м/с.

В циклонных каплеуловителях эффективность улавливания жидких частиц растет с уменьшением радиуса кривизны траектории газового потока, с увеличением размера капель и увеличением в определенных пределах окружной скорости газового потока. Рекомендуемая условная скорость в циклонном каплеуловителе находится в пределах 4,5–5,5 м/с.

13.8.3. ГИДРАВЛИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ И ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЙ КПД

Все протекающие в МП ВЦЖ процессы осуществляются за счет энергии газового потока и связаны с потерей его напора на преодоление различных сопротивлений.

Рассмотрим баланс полных напоров в МП ВЦЖ в сечениях *1–1* и *2–2* (рис. 13.82, *а*):

$$P_1 + \frac{\rho_г W_{г1}^2}{2} = P_2 + \frac{\rho_г W_{г2}^2}{2} + P_{пот}, \tag{13.126}$$

где P_1, P_2 — статические напоры соответственно в сечениях *1–1* и *2–2*; $\rho_г W_{г1}^2/2$; $\rho_г W_{г2}^2/2$ — динамические напоры соответственно в сечениях *1–1* и *2–2*; $\rho_г$ — плотность газа; $W_{г1}$, $W_{г2}$ — скорость газа в сечениях *1–1*, *2–2*; $P_{пот}$ — потери напора в аппарате,

$$P_{пот} = (P_1 - P_2) + \frac{\rho_г}{2}(W_{г1}^2 - W_{г2}^2). \tag{13.127}$$

Таким образом, величина потерь напора газового потока в МП ВЦЖ зависит в основном от разности статических и динамических давлений на входе и выходе аппаратов.

Потери напора направлены на преодоление гидравлического сопротивления аппаратов $P_{пот} = \Delta P$.

Общее гидравлическое сопротивление МП ВЦЖ ΔP_{Σ} складывается из сопротивлений контактного канала $\Delta P_{кк}$ и каплеуловителя $\Delta P_{ку}$:

$$\Delta P_{\Sigma} = \Delta P_{кк} + \Delta P_{ку}. \tag{13.128}$$

Основные потери напора происходят в контактных устройствах МП ВЦЖ. Гидравлическое сопротивление контактных устройств МП ВЦЖ может быть определено способом, широко используемым при анализе гидравлического сопротивления скоростных мокрых пылеуловителей (труб Вентури и др.). В этом случае сопротивление контактного канала рассмотрим как сумму слагаемых:

$$\Delta P_{кк} = \Delta P_{с} + \Delta P_{м}. \tag{13.129}$$

где $\Delta P_{с}$ — сопротивление контактного канала в сухом режиме работы; $\Delta P_{м}$ — сопротивление контактного канала, обусловленное вводом жидкости.

Сопротивление контактного канала в сухом режиме складывается из потерь напора на сжатие и расширение газового потока; потерь на трение газа в канале; на местные сопротивления канала, обусловленные его конфигурацией, изменением направления движения потока и т.п. Учесть все эти потери отдельно довольно сложно, поэтому они могут быть выражены следующей зависимостью, Па:

$$\Delta P_{с} = \zeta_{с} \frac{\rho_{г} \cdot W_{г}^{2}}{2}, \tag{13.130}$$

где $\zeta_{с}$ — коэффициент гидравлического сопротивления контактного устройства при сухом режиме работы; $\rho_{г}$ — плотность газа, кг/м^3; $W_{г}$ — скорость газа в контактном канале, м/с.

В случае поступления жидкости в контактное устройство появляются потери напора на захват жидкости, ее дробление, передачу ей кинетической энергии и т.п. Гидравлическое сопротивление контактного устройства, обусловленное вводом жидкости в канал, может быть определено уравнением, Па:

$$\Delta P_{м} = \zeta_{м} \frac{\rho_{ж} \cdot W_{г}^{2}}{2} m, \tag{13.131}$$

где $\zeta_{м}$ — коэффициент гидравлического сопротивления, с помощью которого учитывают ввод жидкости; $\rho_{ж}$ — плотность жидкости, кг/м^3; $m = V_{ж}/V_{г}$ — удельный расход жидкости на контакт с газом, м^3/м^3.

Таким образом, уравнение для выражения гидравлического сопротивления контактного устройства будет иметь вид, Па:

$$\Delta P_{кк} = \zeta_{с} \frac{\rho_{г} \cdot W_{г}^{2}}{2} + \zeta_{м} \frac{\rho_{ж} \cdot W_{г}^{2}}{2} m, \tag{13.132}$$

Уравнение показывает, что основными параметрами, от которых зависит величина гидравлического сопротивления контактного устройства, являются скорость газа в контактном канале $W_{г}$ и удельный расход жидкости на орошение газа m. Особенно велико влияние скорости газа, поскольку $\Delta P_{кк}$ находится в квадратичной зависимости от нее; величина m оказывает на гидравлическое сопротивление меньшее влияние.

Все потери напора, имеющие место в контактных каналах МП ВЦЖ, можно разделить на полезные и вредные. Очевидно, что полезными будут те потери, которые затрачены на контакт газа с жид-

костью, а потери напора на преодоление сопротивления газа при движении его через контактное устройство без захвата жидкости будут вредными. При одинаковых режимных параметрах ($W_г$ и m) размер и соотношение этих потерь для разных конструкций контактных каналов будут различными. Таким образом, путем анализа полезных и вредных потерь можно проводить сравнительную оценку различных конструкций контактных каналов по эффективности обеспечения ими гидродинамического взаимодействия фаз. Для этой цели введем понятие гидродинамического КПД, который будет равен отношению полезных потерь к общим потерям напора в контактном канале при одинаковых режимных параметрах:

$$\eta_{гд} = \frac{\Delta P_{пол}}{\Delta P_{кк}} = \frac{\zeta_м \frac{\rho_г \cdot W_г^2}{2} m}{\zeta_с \frac{\rho_г \cdot W_г^2}{2} + \zeta_м \frac{\rho_ж \cdot W_г^2}{2} m}. \qquad (13.133)$$

Разделим числитель и знаменатель на $\zeta_м$, $\rho_г$ и обозначим $\rho_ж/\rho_г = k$,

$$\eta_{гд} = \frac{mk}{\zeta_с / \zeta_м + mk}. \qquad (13.134)$$

Использование $\eta_{гд}$ в МП ВЦЖ позволяет оценить рациональность конструкции различных контактных каналов. Полученная зависимость показывает, что при разработке конструкции контактных каналов необходимо уменьшать $\zeta_с$ и увеличивать $\zeta_м$, т.е. стремиться к увеличению полезных и снижению вредных потерь напора.

Согласно проведенной классификации (см. рис. 13.89) в МП ВЦЖ применяются *г*- и *с*-образные контактные каналы и каналы в виде трубы Вентури. Этими конфигурациями характеризуется практически вся гамма пылеуловителей этого типа.

Для сравнения аэродинамических характеристик контактных каналов разных типов опытные образцы (рис. 13.89) были испытаны при продувке воздухом на экспериментальной установке, созданной в Уралэнергочермете. Для обеспечения адекватности условий сравнения контактные каналы выполнены с одинаковым активным сечением (80×20 мм) и одинаковой активной длиной (110 мм), каждый канал испытывался при одинаковых режимных параметрах. Результаты испытаний приведены в табл. 13.10.

Результаты сравнительных испытаний показали, что наименьшее сопротивление в сухом режиме работы имеет контактный канал в виде трубы Вентури ($\zeta_с = 1{,}6$), а наибольшее *г*-образный канал ($\zeta_с = 7{,}6$); *с*-образный канал имеет промежуточное значение ($\zeta_с = 4{,}5$). Таким образом, усложнение профиля контактного канала приводит к увеличению потерь напора в сухом режиме и снижению его гидродинамического КПД.

Наиболее рациональными следует считать такие конструкции контактных каналов, которые способны обеспечить максимальную скорость газожидкостного потока в контактном канале при наи-

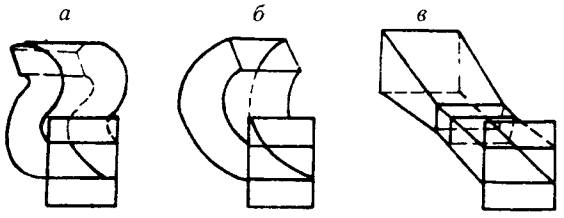


Рис. 13.87. Образцы контактных каналов:
а — *г*-образный канал: *б* — *с*-образный канал; *в* — канал в виде трубы Вентури

Таблица 13.10

Гидродинамические характеристики контактных каналов МП ВЦЖ

Параметр	Тип контактного канала		
	г-образный	*с*-образный	в виде трубы Вентури
Скорость газа в канале, м/с	15	15	15
Гидравлическое сопротивление в сухом режиме, Па	1150	670	260
Коэффициент гидравлического сопротивления $\zeta_с$	7,6	4,5	1,6
Уровень воды на входе в канал, мм	0	0	0
Гидравлическое сопротивление в мокром режиме, Па	2250	1600	1000
Коэффициент гидравлического сопротивления $\zeta_м$	9,8	8,3	6,6
Отношение $\zeta_с/\zeta_м$	0,77	0,54	0,24
Гидродинамический КПД, %	49	58	74

меньшем гидравлическом сопротивлении. В связи с этим при разработке контактных каналов необходимо стремиться к упрощению конструкции, улучшению их аэродинамичности, сокращению потерь при подводе газов к контактному каналу и отводе их от него, уменьшению сопротивления контактных каналов в сухом режиме работы.

Гидравлическое сопротивление каплеуловителя определяется по формуле, Па:

$$\Delta P_{ку} = \zeta_{ку} \frac{\rho_г \cdot W_{ку}^2}{2}, \tag{13.135}$$

где $\zeta_{ку}$ — коэффициент гидравлического сопротивления каплеуловителя; $W_{ку}$ — скорость газа в каплеуловителе, м/с.

В связи с тем, что скорость в каплеуловителях обычно не превышает 5 м/с, величина $\Delta P_{ку}$ невелика и составляет не более 300 Па. Общее сопротивление МП ВЦЖ определяется следующей суммой слагаемых, Па:

$$\Delta P_{\Sigma} = \zeta_с \frac{\rho_г \cdot W_г^2}{2} + \zeta_м \frac{\rho_ж \cdot W_г^2}{2} m + \zeta_{ку} \frac{\rho_г \cdot W_{ку}^2}{2}, \tag{13.136}$$

13.8.4. МЕХАНИЗМ УЛАВЛИВАНИЯ ПЫЛИ

Мокрые пылеуловители с внутренней циркуляцией жидкости относятся к аппаратам ударно-инерционного действия, в которых основную роль играет инерционный механизм осаждения пыли. Другие механизмы осаждения (диффузия, зацепление, гравитационное и центробежное осаждение) не являются доминирующими, и ими при рассмотрении данной модели улавливания можно пренебречь. Так, диффузионное осаждение пыли на каплях жидкости становится существенным для частиц размером менее 0,1 мкм, для более крупных фракций пыли диффузионное осаждение на несколько порядков меньше по сравнению с инерционным осаждением.

Инерционное осаждение частиц пыли происходит при обтекании капель жидкости запыленным потоком, в результате чего частицы, обладающие инерцией, продолжают двигаться поперек изогнутых линий тока газов, достигают поверхности капель и осаждаются на них. Эффективность инерционного осаждения $\eta_и$ является функцией следующего безразмерного критерия:

$$\eta_и = f\left(\frac{m_ч}{R_c}\frac{W_ч}{D_0}\right), \tag{13.137}$$

где $m_ч$ — масса осаждаемой частицы; $W_ч$ — скорость частицы по отношению к обтекаемой капле; R_c — параметр сопротивления движения частицы в потоке, зависящий от типа обтекания; D_0 — диаметр миделева сечения капли.

Для шарообразных частиц, движение которых подчиняется закону Стокса, этот критерий имеет следующий вид:

$$\frac{m_ч}{R_c}\frac{W_ч}{D_0} = \frac{1}{18}\cdot\frac{d_г^2 W_ч \rho_ч C_К}{\mu_г D_0}, \tag{13.138}$$

где $d_ч$ — диаметр улавливаемой частицы, м; $\rho_ч$ — плотность частицы, кг/м^3; $\mu_г$ — коэффициент динамической вязкости газа, Па/с; D_0 — диаметр капли, м; $C_К$ — поправка Каннингема – Милликена, учитывающая подвижность частиц 0,1–2,0 мкм, размер которых сравним с длиной свободного пробега газовых молекул l_1;

$$C_К = 1 + \frac{2l_1}{d_ч}(1{,}257 + 0{,}4\exp\{-1{,}1 d_ч / 2l_i\}). \tag{13.139}$$

Значение поправки $C_К$ для воздуха при нормальных условиях приведено ниже:

$d_ч$, мкм	0,03	0,1	0,3	1,0	3,0	10,0
$C_К$	7,9	2,9	1,57	1,16	1,03	1,0

Комплекс $d_ч^2 W_ч \rho_ч C_К/(18\mu_г D_0)$ является параметром (числом) Стокса

$$\eta_и = f(\mathrm{Stk}) = f\left(\frac{d_ч^2 W_ч \rho_ч C_К}{18\mu_г D_0}\right), \tag{13.140}$$

Таким образом, число Стокса — число подобия инерционного осаждения. Оно характеризует отношение инерционной силы, действующей на частицу, к силе гидравлического сопротивления среды.

Из формулы (13.140) видно, что эффективность инерционного осаждения прямо пропорциональна скорости частиц относительно капли и обратно пропорциональна диаметру капель жидкости.

Анализ известных литературных данных по эффективности улавливания различных пылей в МП ВЦЖ позволил получить зависимость $\eta_и = f(\mathrm{Stk})$ для аппаратов данного типа, которая приведена на рис. 13.90. Критическим значением критерия Стокса, при котором не происходит инерционного осаждения частиц, является $\mathrm{Stk}_{кр}$ = 0,0417. При значениях критерия Стокса, равных 50 и более, эффективность инерционного осаждения в МП ВЦЖ довольно высока и составляет более 99 %.

После статистической обработки экспериментальных данных получена следующая формула для расчета эффективности инерционного осаждения частиц пыли в мокрых пылеуловителях с внутренней циркуляцией жидкости:

$$\eta_и = \frac{\mathrm{Stk}^2}{(\mathrm{Stk} + 0{,}16)^2}. \tag{13.141}$$

Проанализируем с помощью полученной формулы (13.141) влияние на эффективность инерционного осаждения в МП ВЦЖ различных параметров (скорости частиц, их плотности, диаметра ка-

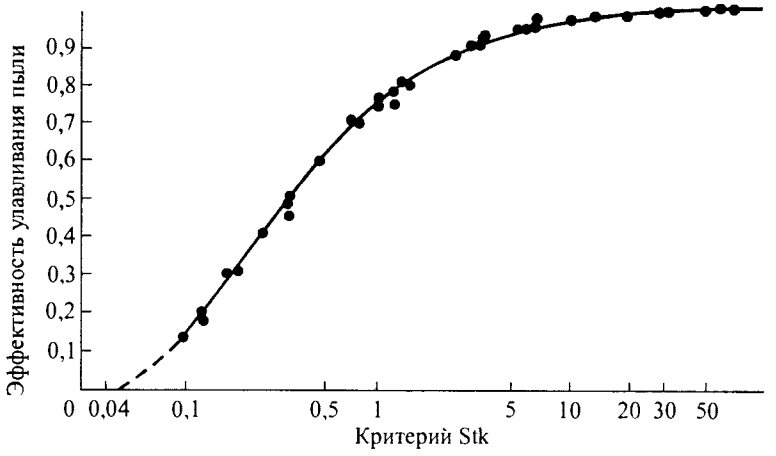


Рис. 13.90. Зависимость эффективности инерционного улавливания частиц пыли в МП ВЦЖ от критерия Stk

пель, вязкости газа), изменяя эти параметры в диапазонах, характерных для работы газопромывателей. Для этого рассчитаем фракционную эффективность улавливания пыли и представим ее графически (рис. 13.91).

Как показывают приведенные зависимости, эффективность улавливания частиц крупнее 5 мкм в МП ВЦЖ весьма высокая (99 % и более) и практически не зависит от изменения режимных и физических параметров, входящих в инерционный параметр Стокса. Эффективность улавливания частиц пыли менее 5 мкм зависит от различных факторов.

Наиболее существенное влияние на эффективность инерционного осаждения в МП ВЦЖ оказывает скорость газового потока в контактных каналах пылеуловителей (см. рис. 13.91) Это связано с

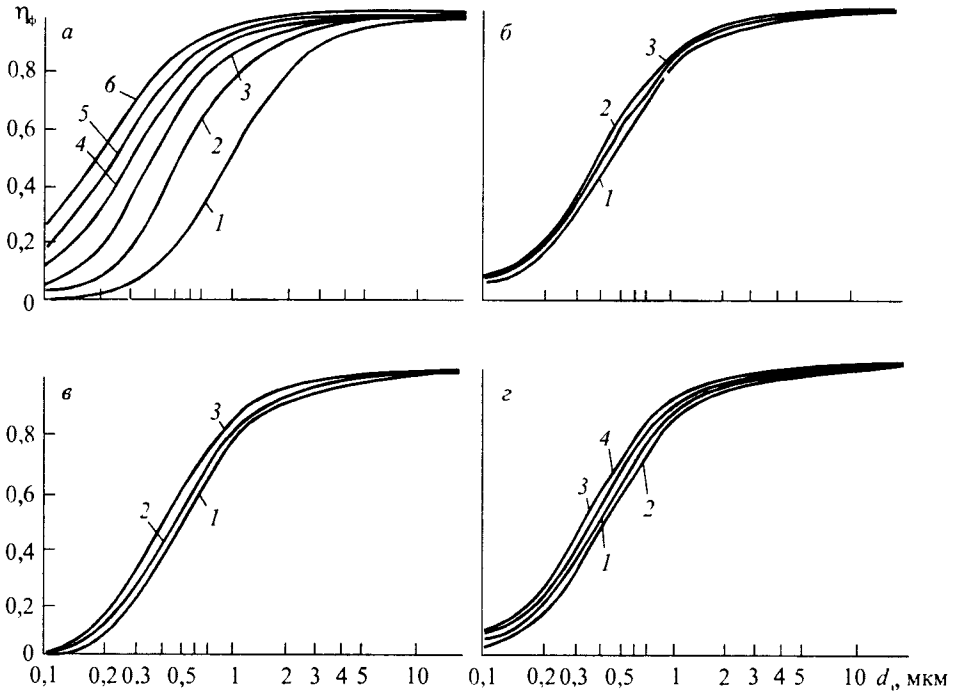


Рис. 13.91. Зависимость фракционной эффективности пылеулавливания в МП ВЦЖ от скорости газов в контактных каналах (*а*), удельного расхода воды на орошение газа (*б*), вязкости газа (*в*), плотности частиц пыли (*г*):
а: *1* — $W_г$ = 15; *2* — 25; *3* — 35; *4* — 45; *5* — 55; *6* — 65 м/с; *б*: *1* — $m = 1 \cdot 10^{-3}$; *2* — $0{,}5 \cdot 10^{-3}$; *3* — $0{,}1 \cdot 10^{-3}$ м³/м³; *в*: *1* — $\mu_г = 22 \cdot 10^{-6}$; *2* — $20 \cdot 10^{-6}$; *3* — $18 \cdot 10^{-6}$ Па/с; *г*: *1* — $\rho_ч$ = 2500; *2* — 3000; *3* — 3500; *4* — 4000 кг/м³

тем, что от скорости газа зависят скорость движения частиц пыли, и размер образующихся в контактном канале капель жидкости: с ростом скорости газа размер капель уменьшается и эффективность улавливания частиц увеличивается. Так, при увеличении скорости газового потока с 15 до 25 м/с размер капель при удельном орошении $m = 1 \cdot 10^{-3}$ м^3/м^3 уменьшается с 380 до 235 мкм, при этом эффективность улавливания частиц пыли размером 1 мкм повышается с 50 до 75 %, т.е. на 25 %. Дальнейшее увеличение скорости газа приводит к еще более мелкому дроблению капель, росту скорости частиц пыли и повышению эффективности улавливания, однако темп роста эффективности несколько снижается. Частицы менее 1 мкм при скорости газа 15 м/с, широко применяемой в МП ВЦЖ (ротоклоны *N* и др.), улавливаются плохо; для эффективного улавливания мелкодисперсной пыли необходимо увеличить скорость газа в контактном канале МП ВЦЖ до 50 м/с и более.

Изменение другого режимного параметра *m* (удельного расхода жидкости на орошение газа в контактном канале) в оптимизированном для скоростных мокрых пылеуловителей диапазоне $(0{,}1–1{,}5) \cdot 10^{-3}$ м^3/м^3 оказывает на эффективность инерционного осаждения в МП ВЦЖ по сравнению с $W_г$ значительно меньшее влияние. Влияние динамической вязкости газа на эффективность инерционного осаждения пыли в МП ВЦЖ в диапазоне $(18–22) \cdot 10^{-6}$ Па/с незначительно. С ростом температуры с 10 до 100 °С вязкость газа увеличивается, а эффективность улавливания несколько снижается.

Эффективность инерционного улавливания также зависит от плотности улавливаемых частиц. С увеличением $\rho_ч$ растет инерционный параметр Stk и эффективность осаждения частиц на каплях повышается.

Таким образом, эффективность улавливания частиц пыли в МП ВЦЖ по инерционной модели зависит главным образом от характеристики улавливаемой пыли (размера и плотности улавливаемых частиц) и режимных параметров, важнейшим из которых является скорость газового потока в контактных каналах газопромывателей. Рассмотренная инерционная модель достаточно полно характеризует физику процесса, протекающего в контактных каналах МП ВЦЖ.

На основе рассмотренной инерции модели разработан метод расчета эффективности пылеулавливания в газопромывателях с внутренней циркуляцией жидкости.

Основой для расчета по этой модели является формула (13.141). Для проведения расчета необходимо знать дисперсный состав пыли, плотность частиц пыли, вязкость газа, скорость газа в контактном канале и удельный расход жидкости на орошение газа.

Расчет проводится в следующей последовательности:

- по формуле (3.122) определяют средний размер капель D_0 в контактном канале при режимных параметрах $W_г$ и *m*;
- по формуле (13.140) рассчитывают инерционный параметр Стокса для каждой фракции пыли;
- по формуле (13.141) фракционные значения эффективности $\eta_ф$ для каждой фракции пыли;
- общую эффективность пылеулавливания определяют по формуле, %:

$$\eta = \frac{\eta_{ф1}\Phi_1}{100} + \frac{\eta_{ф2}\Phi_2}{100} + \ldots + \frac{\eta_{фn}\Phi_n}{100}, \qquad (13.142)$$

где Ф — содержание данной фракции в газе, %.

Для ускорения проведения расчетов эффективности улавливания некоторых пылей промышленного производства целесообразно применять также метод Аландера, который в последнее время используется для расчета эффективности циклонов и некоторых типов мокрых пылеуловителей. Этот метод основан на положении, что распределение частиц пыли по фракциям и функции фракционной эффективности пылеуловителей носят вероятностный характер и подчиняются логарифмически нормальному закону распределения. Действительно, интегральные кривые дисперсности большинства промышленных пылей при построении их в вероятностно-логарифмической системе координат приобретают вид прямых, положение которых характеризуется двумя параметрами: среднемедианным диаметром частиц d_{50} и стандартным отклонением (дисперсией) функции распределения частиц пыли σ. Порядок построения функций распределения частиц и определения параметров d_{50} и σ детально изложен в литературе [112, 113]. Кривые фракционной эффективности МП ВЦЖ в

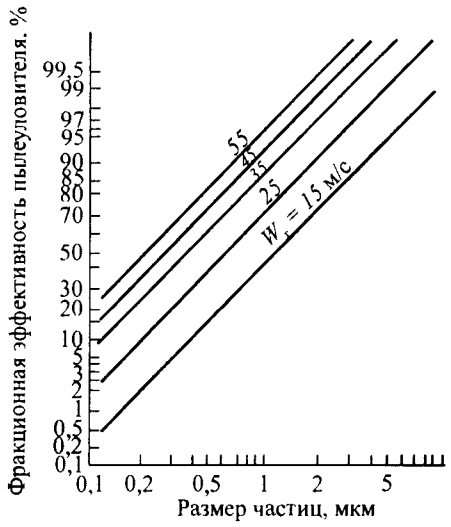


Рис. 13.92. Фракционная степень очистки в МП ВПЖ $\rho_ч$ = 2700 кг/м^3; m = 1·10^{-3} м^3/м^3; $\mu_г$ = 18·10^{-6} Па/с. Цифрами на прямых указана скорость, м/с, газа в канале МП ВЦЖ

вероятностно-логарифмической системе координат также приобретают вид прямых (рис. 13.92). Их положение может бытъ охарактеризовано двумя параметрами: диаметром частиц, улавливаемых в газопромывателе на 50 %, $d_{\eta=50}$ и дисперсией σ_η. Дисперсия σ_η, по аналогии с σ определяется по формуле

$$\sigma_\eta = d_{\eta=84,1} / d_{\eta=50}. \qquad (13.143)$$

В этом случае по методу Аландера общая эффективность пылеулавливания в МП ВЦЖ может быть выражена следующей зависимостью:

$$\eta = \frac{1}{\pi}\int_{-\infty}^{x} l^{-\frac{x^2}{2}} \cdot dx, \qquad (13.144)$$

где

$$x = (\lg d_{50} - l\,g d_{\eta=50}) \Big/ \sqrt{\lg^2 \sigma + \lg^2 \sigma_\eta}. \qquad (13.145)$$

Таким образом, зная параметры функции распределения частиц пылей d_{50} и σ, параметры функции парциальной эффективности МП $d_{\eta=50}$ и σ_η, можно рассчитать по формуле (13.145) значение x, а затем по формуле (13.144) определить величину общей эффективности пылеуловителей. Для упрощения расчета интеграла (13.144) целесообразно использовать справочник [6, табл. 1.11], в котором интеграл табулирован в пределах от $-\infty$ до x.

13.8.5. ПЕРСПЕКТИВНЫЕ КОНСТРУКЦИИ МП ВЦЖ

Основными задачами, которые ставились при разработке новых конструкций мокрых пылеуловителей с внутренней циркуляцией жидкости, были следующие:

- создание простых и компактных конструкций, сочетающих в себе высокую эффективность с экономичностью работы;
- создание пылеуловителей с широким диапазоном изменения режимных параметров и широкой областью применения, в том числе и для очистки газов основных промышленных агрегатов от мелкодисперсной пыли;
- создание аппаратов с управляемой гидродинамикой, позволяющей оптимизировать процесс очистки газов с учетом характеристик улавливаемых компонентов.

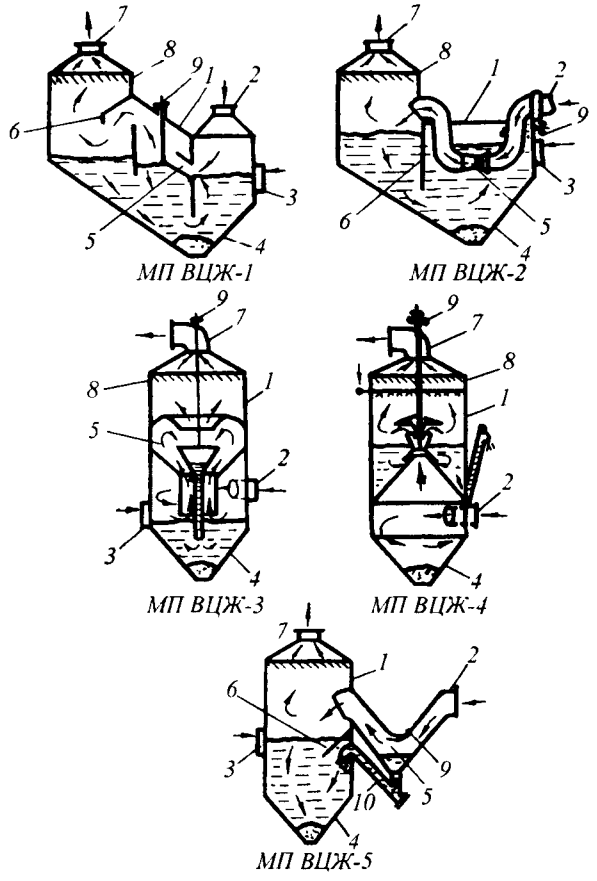


Рис. 13.93. Конструкции МП ВЦЖ, разработанные в ПТП Уралэнергочермет:
1 — корпус аппарата; *2* — контактный канал; *3* — каплеуловитель; *4* — регулирующий механизм; *5* — газовая камера; *6*, *7* — подводящий и отводящий патрубки; *8* — бункер для сбора шлама; *9* — устройство для подпитки и регулирования уровня жидкости в аппарате; *10* — переточный патрубок

При разработке пылеуловителей учтены результаты теоретического анализа в МП ВЦЖ (см. выше), которые подтвердили, что важнейшим режимным параметром, определяющим гидродинамику и эффективность процесса очистки, является скорость газа в активном сечении контактных устройств. Другим режимным параметром, который должен быть оптимизирован в соответствии с первым, является удельный расход жидкости на орошение газа в контактных каналах [156].

Проведенная классификация известных мокрых пылеуловителей способствовала определению перспективного направления в разработке новых конструкций МП ВЦЖ, которое заключается в создании аппаратов с широким диапазоном регулирования режимных параметров. При разработке МП ВЦЖ учтены результаты сравнительных испытаний различных контактных каналов, свидетельствующие о необходимости улучшения аэродинамических характеристик контактных устройств и уменьшения вредных потерь напора.

С учетом отечественного и зарубежного опыта в создании мокрых пылеуловителей с внутренней циркуляцией жидкости в производственно-техническом предприятии Уралэнергочермет разработано несколько новых конструкций аппаратов этого типа (рис. 13.93).

Каждый из созданных МП ВЦЖ состоит из корпуса, внутри которого расположены контактный канал, частично погруженный в жидкость, и каплеуловитель. Пылеуловители снабжены бункерами для сбора шлама и устройствами для подпитки и регулирования уровня жидкости в аппаратах. Для обеспечения эффективного контакта фаз каналы созданных пылеуловителей выполнены близкими к профилю трубы Вентури. Во всех аппаратах используются каплеуловители инерционного типа. Разработанные МП ВЦЖ относятся к пылеуловителям с регулируемыми режимными параметрам.

В МП ВЦЖ-1 [157] контактный канал образован верхней и нижней перегородками. В данном аппарате обеспечивается регулирование скорости газа в контактном канале в широком диапазоне путем поворота нижней перегородки вокруг оси крепления. Пылеуловитель предназначен для тонкой очистки газов с непостоянными входными характеристиками.

Контактный канал МП ВЦЖ-2 [158] выполнен в виде трубы Вентури. Для улучшения аэродинамики потоков в данном аппарате организован подвод газа к контактному устройству и отвод от него

с помощью подводящего и отводящего газоходов. В данной конструкции предусмотрено регулирование удельного расхода жидкости на орошение газа в контактном канале, которое обеспечивается путем изменения зазора между конфузором и конусной насадкой при перемещении подводящего газохода. В отличие от предыдущей конструкции в данном пылеуловителе уменьшено влияние уровня жидкости и ее раскачки в аппарате на работу устройства. Кроме того, корпус пылеуловителя выполнен открытым, сообщенным с атмосферой, что упрощает обслуживание и ремонт аппарата. Пылеуловитель позволяет производить тонкую очистку газов с постоянными входными параметрами при удельном расходе жидкости, оптимизированном в соответствии с расходом очищаемого газа.

В МП ВЦЖ-3 [159] контактный канал образован горловиной и диффузором, внутри которых помещена подвижная воронка, обеспечивающая регулирование скорости газа в канале Под контактным каналом расположена газовая камера с тангенциальным подводом запыленного газа, в которой за счет центробежного эффекта обеспечивается осаждение крупных фракций пыли Таким образом, аппарат представляет собой комбинированный пылеуловитель, предназначенный для очистки газов от полидисперсной пыли.

МП ВЦЖ-4 [160] также относится к пылеуловителям комбинированного типа с двойной очисткой газов· грубая очистка от крупных фракций пыли в газовой камере и тонкая очистка газа в контактном канале аппарата. Контактный канал пылеуловителя состоит из трубы Вентури и помещенного в нее конуса-рассекателя. Отличительной особенностью данного аппарата является то, что в нем предусмотрено регулирование обоих режимных параметров процесса очистки скорость газа в контактном канале регулируется путем перемещения конуса-рассекателя, а удельный расход жидкости на орошение газа в канале — за счет изменения зазора между соплом и трубой Вентури. Колебания уровня жидкости в аппарате практически не влияют на работу устройства. Пылеуловитель предназначен для грубой и тонкой очистки газов с изменяющимися входными параметрами.

В МП ВЦЖ-5 [161] контактный канал вынесен за пределы корпуса аппарата, что упрощает его обслуживание и ремонт В данном пылеуловителе обеспечивается автономное регулирование скорости газа в канале с помощью поворотной изогнутой перегородки и удельного расхода жидкости на орошение газа путем изменения входного сечения переточного патрубка, погруженного в отстойную зону внутри корпуса аппарата. Влияние уровня жидкости на работу аппарата незначительно. Пылеуловитель предназначен для использования в качестве аппарата для тонкой очистки газов с непостоянными характеристиками.

Более подробные сведения о конструкциях созданных МП ВЦЖ содержатся в описаниях изобретений к указанным авторским свидетельствам России и стран СНГ.

Таким образом, разработанные конструкции пылеуловителей имеют широкий диапазон регулирования одного или обоих режимных параметров очистки газа ($W_г$ = 0–100 м/с и выше, $V_ж$ = 0–5 кг/м^3 и более) Это позволяет значительно расширить область их применения и использовать данные аппараты не только для улавливания крупной пыли вспомогательного оборудования, но и для очистки отходящих газов основных промышленных агрегатов от мелкодисперсной пыли.

За счет регулирования скорости газа в контактных каналах и оптимизации удельного расхода жидкости на орошение газа можно обеспечить работу данных пылеуловителей в оптимальном режиме, т.е проводить очистку газов от конкретного вида пыли с максимальной эффективностью при минимальных энергозатратах. Конструкция пылеуловителей позволяет поддерживать оптимальный режим их работы и при изменяющихся входных параметрах очищаемого газа (расходе, давлении, температуре, пылесодержании и т.п.). С этой целью работу регулирующих механизмов целесообразно автоматизировать по характерному параметру процесса очистки (например, по гидравлическому сопротивлению аппарата). Основные положения по автоматизации газоочистных установок приведены в литературе [162]

В настоящее время описаны аппараты внедренные в производство более чем на 20 промышленных предприятий России и показали высокую эффективность. Ниже на рис. 13.94–13.97 приведены их некоторые характеристики.

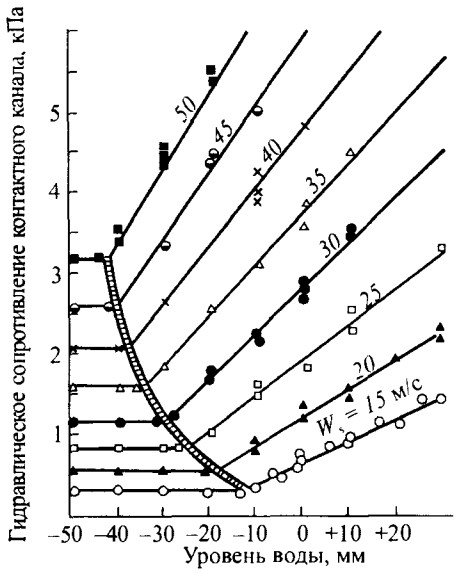


Рис. 13.94. Регулировочная характеристика МП ВЦЖ-1 Цифрами указана скорость воздуха в контактном канале заштрихованная площадь — обозначение начала захвата жидкости воздушным потоком

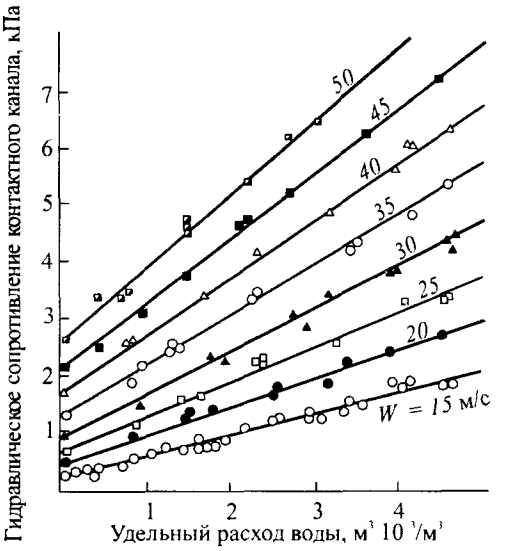


Рис. 13.95. Регулировочная характеристика МП ВЦЖ-2 Цифрами на прямых указана скорость воздуха в активном сечении канала

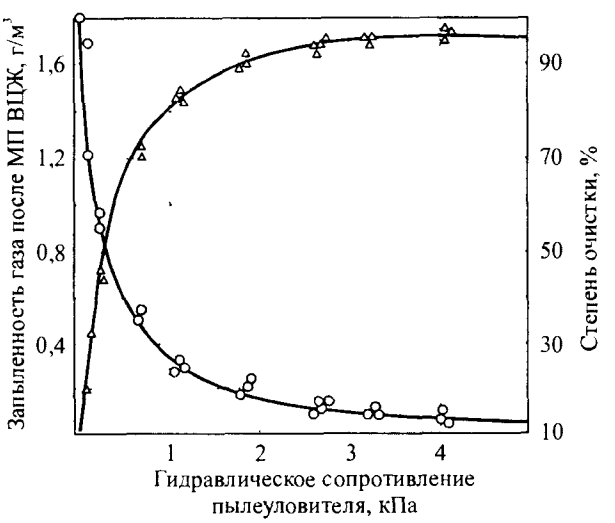


Рис. 13.96. Зависимость остаточной запыленности газа электропечи и эффективности пылеулавливания от гидравлического сопротивления МП ВЦЖ-1

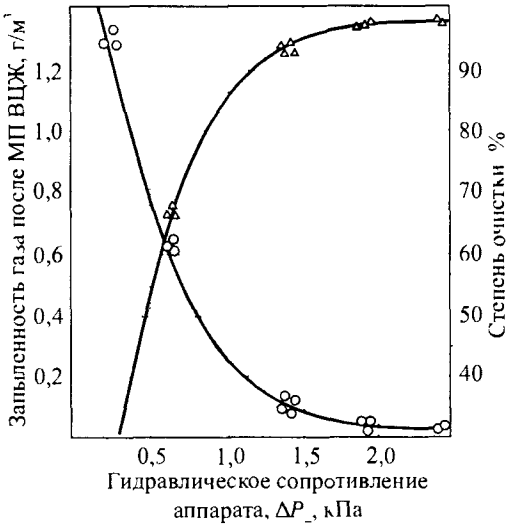


Рис. 13.97. Запыленность газа после пылеуловителя и эффективность пылеулавливания в зависимости от гидравлического сопротивления МП ВЦЖ-2

13.9. ВОДНОЕ ХОЗЯЙСТВО МОКРЫХ ГАЗООЧИСТОК

Вследствие запрещения сброса загрязненной воды в водоемы в мокрых газоочистках применяют оборотное водоснабжение, при котором в системах все время используется одна и та же вода, непрерывно очищаемая и охлаждаемая. Наряду с ликвидацией загрязненных стоков оборотное водоснабжение дает огромную экономию потребления воды, которая обусловлена только необходимостью восполнения потерь воды, связанных с ее испарением и утечками.

Сооружение цикла оборотного водоснабжения требует, однако, значительных капиталовложений и дополнительных энергозатрат, связанных с его эксплуатацией. Это весьма удорожает стоимость

очистки газа и делает ее соизмеримой со стоимостью очистки газа при применении наиболее совершенных сухих методов.

Система оборотного водоснабжения обычно включает отстойники для осаждения взвешенных примесей, устройства для охлаждения оборотной воды, насосы для перекачки осветленной воды на охлаждающие устройства и насосы для подачи охлаждающей воды в систему газоочистки. Химическая обработка воды, если она необходима, осуществляется обычно в отстойниках.

Во многих случаях загрязненную воду не удается подать в отстойники самотеком, что вызывает необходимость применения специальных насосов. Принципиальная схема оборотного водоснабжения представлена на рис. 13.98.

Отстойники. В практике наиболее часто применяют радиальные отстойники, представляющие собой круглые железобетонные резервуары диаметром 20–30 м и более, глубиной около 1,5 м и с дном, имеющим уклон 0,133 к центру. Вода по специальному желобу поступает в центральную часть отстойника, откуда медленно движется в радиальном направлении. Достигнув стенки, осветленная вода через зубчатый водослив переливается в круговой лоток, из которого по трубопроводу отводится к насосам осветленной воды. Осадок, выпавший на дно отстойника, непрерывно сгребается специальными скребками к центру отстойника, откуда в виде пульпы отводится по трубам к шламовым насосам, перекачивающим его в шламонакопитель или на обезвоживающую установку. Скребки прикреплены к ферме, которая вращается вокруг центра отстойника при помощи электрифицированной тележки, движущейся по круговому рельсу, уложенному по борту отстойника.

В сравнительно редких случаях применяют отстойники прямоугольной формы.

В последнее время наметилась тенденция к переходу от отстойников к гидроциклонам, в которых осаждение взвесей происходит под действием не только гравитационных, но и центробежных сил. Наиболее перспективными являются открытые низконапорные циклоны. Сооружение гидроциклонов обходится примерно в 10 раз дешевле, чем радиальных отстойников. Нормой содержания взвешенных веществ в воде оборотного цикла газоочисток считается 0,15–0,20 г/л. При этом мокрые газоочистки работают достаточно надежно.

Использование шламов черной металлургии пока ограничено; в шламах цветной металлургии часто содержатся ценные компоненты, подлежащие извлечению.

Охлаждающие устройства. Оборотная вода обычно охлаждается в градирнях или брызгальных бассейнах. Главной частью градирни является ороситель, представляющий собой деревянную насадку с развитой поверхностью, по которой стекает охлаждаемая вода. За счет встречного тока воздуха, организованного с помощью сооружения над оросителем специальной деревянной башни или вентилятора, часть воды испаряется, а оставшаяся вода охлаждается и стекает в резервуар, расположенный под оросителем, откуда забирается насосами и подается на газоочистку.

В зависимости от способа организации тяги градирни называют башенными или вентиляторными.

Брызгальный бассейн представляет собой открытый резервуар, над которым через вертикально установленные форсунки разбрызгивается охлаждаемая вода. При движении капель вверх и падении вниз вода охлаждается в результате соприкосновения с более холодным воздухом и частичного испарения. Сопла устанавливаются на распределительных трубах коридорами, на расстояниях друг от друга, обеспечивающих хорошую продуваемость.

Для перекачки осветленной и охлажденной воды применяют центробежные насосы обычной конструкции. Для перекачки шлама используют специальные шламовые насосы, рассчитанные на перекачку пульпы.

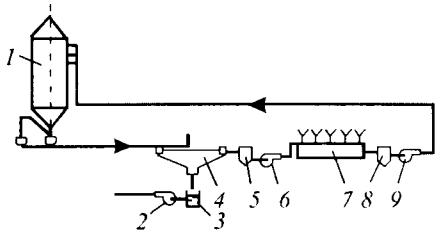


Рис. 13.98. Схема оборотного водоснабжения:
1 — пылеуловитель; *2* — шламовый насос; *3* — шламовый колодец; *4*— отстойник; *5* —колодец чистой воды; *6* — насос чистой воды; *7* — охладитель воды; *8* — колодец охлаждающей воды; *9* — насос охлажденной воды

Реагенты для коагулирования взвесей. Образование коллоидных систем, дающих хлопья, существенно интенсифицирует процессы осаждения. В качестве коагулянтов при очистке сточных вод от механических примесей применяют следующие реагенты: железный купорос; хлорное железо; сернокислый алюминий; известь негашеную (CaO); полиакриламид (ПАА).

Коагулянты вводят в очищаемую воду с помощью специальных дозаторов в тех случаях, если размер осаждаемых в отстойниках частиц менее 1 мкм. Для металлургических взвесей весьма перспективно применение магнитной коагуляции.

Водный режим оборотного цикла. В зависимости от химического состава улавливаемой пыли и очищаемых газов вода оборотного цикла может приобрести и кислую, и щелочную реакции. Кислая реакция обусловлена переходом в воду ионов SO_4 и Cl, она вызывает коррозию трубопроводов и оборудования. Щелочную реакцию вода в большинстве случаев получает при содержании в пыли повышенного количества извести. При высокой щелочности содержащиеся в воде взвеси склонны к образованию отложений. Кислотность или щелочность оборотной воды характеризуются величиной водородного показателя pH. Вода с нейтральными свойствами имеет pH7. Большая величина pH указывает на щелочность воды, а меньшая, наоборот, на ее кислотность. Часто при проходе воды оборотного цикла через систему газоочистки и контакте с газами вода снижает щелочность, т.е. число pH уменьшается, вследствие чего ее приходится подщелачивать. Для предотвращения образования прочных карбонатных отложений применяют фосфатирование оборотной воды.

Обработка сточных вод и организация водного режима оборотного цикла требуют строго индивидуального подхода и в каждом отдельном случае могут иметь свои решения. Особенные трудности вызывает очистка воды от всякого рода химических примесей, часто весьма токсичных. Например, удовлетворительную очистку фенольных вод можно получить биохимическим методом с использованием специальных культур микробов. Очистку маслоэмульсионных стоков осуществляют методами флотации.

Глава 14.
ОЧИСТКА ГАЗОВ ФИЛЬТРОВАНИЕМ

Выделение из газа твердых и жидких частиц в процессе фильтрации основано на использовании следующих основных механизмов осаждения: 1) инерционного, когда частица пыли сталкивается с осаждающим элементом пористой среды (волокно, нити и др.) под действием силы инерции, а не огибает его в своем движении с газовым потоком; 2) броуновской диффузии, когда частица пыли соприкасается с осаждающим элементом под действием удара газовых молекул; 3) зацепления, когда частица пыли соприкасается с осаждающим элементом, проходя с газовым потоком вдоль его поверхности на расстоянии, равном или меньшем радиуса частицы. Теория этих механизмов изложена в гл. 4–6.

В некоторых случаях частицы пыли выделяются при фильтрации в результате отсеивания (ситовый эффект). Влияет на процесс фильтрации также взаимодействие электростатических зарядов, накапливающихся на частицах пыли и осаждающих элементах пористых сред.

При фильтрации твердые частицы пыли накапливаются в виде пылевого слоя на поверхности фильтрующих (осаждающих) элементов пористых сред, а также в порах между элементами. В процессе подобного накопления улучшается эффективность улавливания пыли, в частности, из-за более значительного влияния отсеивания. В то же время растет гидравлическое сопротивление прохождению газового (воздушного) потока через пористую среду, что приводит к падению производительности фильтрующего аппарата по количеству (расходу) очищаемых газов. Поэтому возникает необходимость непрерывного или периодического (что чаще) разрушения и удаления пылевого слоя как на поверхности фильтрующих (осаждающих) элементов, так и между ними (внутри пористой среды). Это может быть выполнено так называемой регенерацией пористой среды.

При падении гидравлического сопротивления производительность фильтрующего аппарата возрастает. После этого вновь растет гидравлическое сопротивление пористой среды и снижается производительность фильтрующего аппарата.

Для пористых сред некоторых видов (например, высокоэффективные волокнистые фильтры) регенерацию не производят, а использованный фильтровальный материал, из которого состоит пористая среда, заменяют свежим.

Принята следующая условная классификация фильтрующих аппаратов (фильтров):

А. Фильтры тонкой очистки воздуха (высокоэффективные фильтры). Используются для улавливания с очень высокой эффективностью (более 99 %) высокодисперсных частиц пыли (субмикронного размера) при обычно низкой входной запыленности (0,5–5 мг/м^3) и малой скорости фильтрации (менее 6 м/мин). Фильтры тонкой очистки обычно не регенерируют.

Б. Фильтры для очистки запыленных воздушных потоков (воздушные фильтры). Используются в основном в системах приточной вентиляции и кондиционирования воздуха. Обычно работают при входной запыленности до 50 мг/м^3. Воздушные фильтры по конструкции подразделяются на регенерируемые и нерегенерируемые.

В. Промышленные фильтры. Используются в основном для очистки промышленных (технологических) газов с высокой входной запыленностью (до 60 г/м^3 и более), во многих случаях при повышенных температурах и содержании в газах агрессивных компонентов (SO_2) и др.). В качестве пористых сред в промышленных фильтрах применяют в основном рукава из тканей и нетканых материалов, зернистые и другие фильтровальные материалы. Промышленные фильтры, как правило, работают с регенерацией.

14.1. ХАРАКТЕРИСТИКИ ПОРИСТОЙ ПЕРЕГОРОДКИ

Применяемые пористые перегородки по своей структуре и свойствам весьма разнообразны. Они могут представлять собой зернистые слои, металлические сетки, керамику и металлокерамику, волокнистые материалы, бумагу, ткани.

Размеры поровых каналов в фильтрующей перегородке обычно во много раз превышают размеры улавливаемых частиц пыли, поэтому фильтрование нельзя рассматривать как процесс просеивания через какое-то сито. Улавливание частиц, проникающих вглубь, происходит за счет осаждения их на стенках каналов, образованных твердыми элементами пористой перегородки, где они удерживаются силами адгезии.

Процесс фильтрования можно условно разделить на две стадии. На первой (начальной) стадии (стационарное фильтрование) осажденные частицы накапливаются внутри пористой перегородки в незначительном количестве, что практически не меняет ее структуры. На второй стадии процесса (нестационарное фильтрование) вследствие большого количества осажденных частиц пористая перегородка претерпевает непрерывные структурные изменения. После образования и наращивания лобового пылевого слоя в процессе фильтрования существенную роль начинает играть ситовый эффект, так как образующиеся поры соизмеримы с размерами улавливаемых частиц. В соответствии с этим постоянно изменяются гидравлическое сопротивление и эффективность работы фильтра, что крайне осложняет течение процесса фильтрования и связанные с этим расчеты. В условиях эксплуатации большинства промышленных фильтров определяющее значение имеет именно нестационарное фильтрование.

Основным свойством пористой перегородки является пористость ε, представляющая собой отношение пустого пространства (объема пор) между твердыми непроницаемыми элементами пористой среды к общему объему, занятому пористой средой. Объем твердых элементов фильтрующей перегородки, заключенный в единице объема пористой среды, называют плотностью упаковки α.

Пористость фильтрующей среды или плотность упаковки при отсутствии закрытых пор внутри фильтрующих элементов можно определить из выражения

$$\varepsilon = \frac{\rho_э - \rho_ф}{\rho_э} = 1 - \alpha, \tag{14.1}$$

где $\rho_э$ — плотность материала элементов фильтрующей среды; $\rho_ф$ — кажущаяся плотность фильтрующей среды.

Относительное живое сечение всех поровых каналов, по которым движется аэрозоль, численно равно пористости фильтрующей перегородки ε. Общая поверхность всех поровых каналов равна суммарной поверхности фильтрующих элементов S в единице объема, фильтрующего слоя. Поэтому эквивалентный диаметр поровых каналов может быть определен из выражения

$$d_э = 4\varepsilon / S. \tag{14.2}$$

Поверхность твердых элементов в единице объема пористой среды может быть подсчитана следующим образом:

$$d_э = nS_1 = \frac{1-\varepsilon}{V_1} S_1, \tag{14.3}$$

где V_1 и S_1 — средний объем и поверхность одного элемента. Тогда эквивалентный диаметр поровых каналов будет равен

$$d_э = \frac{4\varepsilon}{S} = \frac{4\varepsilon V_1}{(1-\varepsilon)S_1}. \qquad (14.4)$$

Для фильтрующей перегородки, состоящей из частиц сферической формы, эквивалентный диаметр поровых каналов может быть определен аналитически, так как $V_1 = \pi d^3/6$, а $S_1 = \pi d^2$ и, следовательно,

$$\varepsilon_э = \frac{2}{3} \cdot \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} d. \qquad (14.5)$$

Выражение (14.5) показывает, что эффективный диаметр пор уменьшается с уменьшением размеров твердых частиц (при ε = const).

Под скоростью фильтрования $\varpi_ф$, м/с, понимают условную скорость, получаемую как отношение объемного расхода газа $V_г$, проходящего через фильтр, к полной площади фильтрующей перегородки F. Численно скорость фильтрования равна газовой нагрузке фильтра, т.е. объему газа, проходящего через единицу поверхности фильтра в единицу времени, м^3/(м^2·с). Фактическая скорость в поровых каналах ϖ' существенно больше скорости фильтрования и зависит от пористости фильтрующей перегородки:

$$\varpi' = \varpi_ф / \varepsilon. \qquad (14.6)$$

Важной характеристикой пористой перегородки является пылеемкость, которая представляет собой количество пыли, задерживаемой фильтром за период непрерывной работы, т.е. между двумя очередными регенерациями. Критерием пылеемкости является интенсивность роста удельного сопротивления φ:

$$\varphi = (\Delta p_2 - \Delta p_1)/M_1, \qquad (14.7)$$

где Δp_1, Δp_2 — начальное и конечное сопротивление фильтра, Па; M_1— удельная запыленность фильтра, кг/м^2; $M_1 = M/F$, здесь M — количество уловленной пыли, кг; F — рабочая поверхность фильтра, м^2.

При заданном предельном сопротивлении Δp_2 пылеемкость фильтра рассчитывают по формуле

$$M = \frac{\Delta p_2 - \Delta p_1}{\varphi} F. \qquad (14.8)$$

При улавливании мелких частиц пылеемкость фильтра всегда меньше, чем при улавливании крупной пыли.

14.2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ И ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ ПОРИСТОГО ФИЛЬТРА

При определении эффективности пористых фильтров основным параметром является суммарный коэффициент захвата частиц пыли η_Σ элементом фильтрующего слоя. Следует иметь в виду, что η_Σ нельзя непосредственно определять по формулам, приведенным выше. Дело в том, что фильтрующий слой представляет собой совокупность фильтрующих элементов, близко и беспорядочно расположенных по отношению друг к другу. Вследствие этого поле скоростей в реальном, даже изотропном фильтре сильно отличается от поля скоростей вокруг изолированных фильтрующих элемен-

тов (цилиндра, шара). Эффективность отдельных фильтрующих элементов, расположенных внутри фильтрующего слоя, может быть больше или меньше той, которая наблюдается для тех же элементов, расположенных изолированно. Для определения суммарных коэффициентов захвата η_Σ фильтров различного вида предложено много формул, основанных на различных, главным образом полуэмпирических теориях, которые будут приведены ниже при рассмотрении пористых фильтров различного типа.

В общем виде степень очистки можно определить исходя из следующих рассуждении.

Количество фильтрующих элементов N в единице объема фильтрующего слоя толщиной H равно

$$N' = \alpha H / V_1, \tag{14.9}$$

где α — плотность упаковки слоя; V_1 — объем одного фильтрующего элемента.

Количество частиц, уловленных каждым фильтрующим элементом, может быть найдено из выражения

$$N' = \eta'_\Sigma F_1 \varpi' z, \tag{14.10}$$

где η'_Σ — суммарный коэффициент захвата фильтрующего элемента в условиях фильтрующего слоя; F_1 — площадь сечения фильтрующего элемента, нормального к направлению движения потока; ϖ' — действительная скорость газа в порах между фильтрующими элементами; $\varpi' = \varpi_\phi(1 - \alpha)$; z — количество частиц, содержащихся в единице объема газа (счетная концентрация), перед пористой перегородкой.

Математически процесс фильтрации может быть описан следующим дифференциальным уравнением, выражающим материальный баланс частиц пыли при прохождении через единицу площади пористой перегородки толщиной dH:

$$\varpi_г d_z = \eta'_\Sigma F_1 \varpi_\phi \frac{z \alpha dH}{(1-\alpha) V_1}. \tag{14.11}$$

Физический смысл этого уравнения сводится к тому, что убыль частиц в потоке газа, проходящем через фильтрующий слой, равна суммарному количеству частиц, уловленному всеми фильтрующими элементами этого слоя.

После разделения переменных и интегрирования в пределах от z_0 до z и от 0 до H получим

$$\xi = \frac{z}{z_0} = e^{-\psi \eta'_\Sigma} \text{ и } \eta = 1 - \xi = 1 - e^{-\psi \eta'_\Sigma}. \tag{14.12}$$

Величина ψ получила название показателя структуры фильтрующего слоя, так как она зависит от плотности упаковки α и геометрических характеристик слоя:

$$\psi = \alpha F_1 H / (1-\alpha) V_1. \tag{14.13}$$

Очевидно, что аналитически эта величина может быть определена только для тел простейшей формы (шара, цилиндра).

Любые пористые фильтры, как правило, многослойны (фильтрующие слои работают последовательно). Масса пыли, осажденная на всем фильтре, равна сумме масс, уловленных каждым из слоев. Если считать, что степень очистки для всех слоев одинакова, то степень проскока каждого слоя равна

$$\xi' = \xi'' = \xi''' = \ldots = 1 - \eta. \tag{14.14}$$

При n слоях общая степень проскока ξ_0 и степень очистки η_0 многослойного фильтра будут соответственно равны

$$\xi_0 = \xi'\xi''\xi''' = \xi^n; \tag{14.15}$$

$$\eta_0 = 1 - \xi^n = 1 - (1-\eta)^n. \tag{14.16}$$

Полученные выражения являются приближенными, так как ими не учитываются струйный характер поступления газа из слоя в слой, турбулизация газового потока в фильтре и изменение фракционного состава пыли от слоя к слою. Тем не менее они дают возможность по пылезадерживающей способности одного слоя прогнозировать предполагаемую эффективность многослойного фильтра.

Как показывают теоретические и экспериментальные исследования, в пористых фильтрах в подавляющем большинстве случаев режим движения газа ламинарный. Лишь в зернистых фильтрах при высоких скоростях фильтрования можно наблюдать режимы движения, находящиеся в переходной области. Вследствие этого для определения гидравлического сопротивления пористых перегородок широко используют закон Пуазейля:

$$\Delta p = 8\mu l_\Sigma \varpi / r_{экв}^2. \tag{14.17}$$

Эквивалентный радиус поровых каналов может быть выражен через радиус фильтрующих элементов $r_{экв} = \delta\rho_0$.

Суммарную эквивалентную длину перового канала l_Σ выражают обычно через толщину слоя H, т.е. $l_\Sigma = a^2 H$, где a — коэффициент извилистости пор, учитывающий, с одной стороны, увеличение длины канала по сравнению с толщиной слоя, а с другой — эквивалентную длину местных сопротивлений порового канала.

Фактическую скорость газа в канале ϖ' выражают, как обычно, через скорость фильтрования

$$\varpi' = \varpi_\phi / (1-\alpha). \tag{14.18}$$

После подстановки указанных величин в уравнение (14.17) последнее примет следующий вид:

$$\Delta p = \frac{K_0 \mu \varpi_\phi H}{r_0^2}, \tag{14.19}$$

где K_0 — коэффициент сопротивления пористой среды;

$$K_0 = \frac{8a^2}{(1-\alpha)\delta}. \tag{14.20}$$

Для определения этой величины ниже будет приведен ряд формул полуэмпирического вида в соответствии с характером пористой перегородки, т.е. типом фильтра. В общем случае пористую перегородку можно представить состоящей из двух слоев: первичный — сама пористая перегородка с осажденными на стенках поровых каналов частицами пыли, вторичный — слой уловленных частиц, накапливающихся на лобовой поверхности фильтра.

С течением времени сопротивление первичного слоя изменяется вследствие постоянного уменьшения его пористости, а вторичного в результате постепенного его утолщения. Таким образом, об-

щую потерю давления на фильтре Δp можно представить как сумму потерь давления в каждом из слоев:

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 = K_0 \frac{\mu \varpi_ф M_1}{r_1^2} + K_0' \frac{\mu \varpi_ф M_2}{r_2^2}. \quad (14.21)$$

Потеря давления в первичном слое фильтра Δp_1 может быт определена по формуле

$$\Delta p_1 = A \mu \varpi_ф, \quad (14.22)$$

где A — коэффициент, зависящий от пористости, геометрических и аэродинамических характеристик слоя; $A = f(K_0' HM_0)$, здесь M_0 — пылеемкость первичного слоя фильтра.

Потеря давления в образующемся лобовом слое пыли Δp_2 может быть подсчитана из выражения

$$\Delta p_2 = K_0' \frac{\mu \varpi_ф M}{r_2^2 F \rho_{сл}} = K_0' \frac{\mu \varpi_ф M_1}{r_2^2 \rho_{сл}} = B \mu \varpi_ф M_1, \quad (14.23)$$

где M, M_1 — масса пыли, оседающей соответственно на всей площади фильтра и на 1 м^2 площади его, кг; $\rho_{сл}$ — плотность .пылевого слоя, кг/м^3; B — коэффициент, зависящий от пористости, геометрических и аэродинамических характеристик образующегося вторичного слоя пыли; $B = K_0''/r_2^2 \rho_{сл}$.

Следовательно, общая потеря давления на фильтре равна

$$\Delta p = \mu \varpi_ф (A + BM_1). \quad (14.24)$$

Вследствие того что степень очистки в пористых фильтрах в рабочем состоянии близка к 100 %, величину M_1 приближенно можно определить по начальной концентрации пыли в газовом потоке:

$$M_1 = z_1 \varpi_ф t,$$

где t — время, отсчитанное от начала эксплуатации фильтра, с.

Численные значения коэффициентов A и B определяются опытным путем.

14.3. ФИЛЬТРЫ ТОНКОЙ ОЧИСТКИ

Волокнистые фильтры представляют собой слои различной толщины, в которых более или менее однородно распределены волокна из соответствующего материала.

Для улавливания частиц в фильтрах тонкой очистки широко применяют волокнистые фильтры в виде тонких листов или объемных слоев с фильтрующими материалами из тонких волокон (диаметр менее 5 мкм) при скорости фильтрации от 0,6 до 6 м/мин.

Сопротивлении чистых (свежих) фильтров обычно не превышает 200–300 Па, а после длительного запыления 700–1500 Па.

В качестве тонковолокнистых фильтрующих сред широко распространены материалы типа ФП (фильтры Петрянова) из полимерных смол (табл. 14.1). Благодаря малой толщине слоев материалов ФП (0,2–1 мм) фильтрующие аппараты с их применением очень компактны и в 1 м^3 фильтра размещается поверхность фильтрации 100–150 м^2.

Наибольшее распространение получили перхлорвиниловые волокна, обладающие высокой химической стойкостью, но их термостойкость невелика (60–70 °С). У ацетатных волокон химическая стойкость ниже, но термостойкость достигает 150 °С.

Таблица 14.1

Характеристики фильтрующих материалов ФП

Материал	Полимер	Материал подложки	Δp, Па	Проскок при ϖ = 1 см/с, % по СМТ*
ФПП-15-1,7	Перхлорвинил	Марля	17	2
ФПП-25-3,0	То же	"	30	0,1
ФПП-70-0,5	"	"	5	10
ФПП-15-1,7-А	"	Перхлорвинил	17	2
ФПА-15-2,0	Ацетилцеллюлоза	Марля	20	1
ФПАН-10-3,0	Полиакрилонитрил	"	30	0,1
ФПФ-10-3	Фторполимер Ф-42	Без подложки	30	0,1
ФПАР-15-1,5	Полиарилат	Полиарилат	15	4

* Стандартный масляный туман; d = 0,3 мкм.

Продолжение табл. 14.1

Материал	Предельная температура, °С	Стойкость в различных средах			
		кислота и щелочь	масло	органические растворители	вода
ФПП-15-1,7	60	Стоек	Нестоек	Нестоек	Гидрофобен
ФПП-25-3,0	60	"	"	"	"
ФПП-70-0,5	60	"	"	"	"
ФПП-15-1,7-А	60	"	"	"	"
ФПА-15-2,0	150	Нестоек	Стоек	"	Гидрофилен
ФПАН-10-3,0	180	Стоек	"	Стоек	Гидрофобен
ФПФ-10-3	120	"	"	"	"
ФПАР-15-1,5	250–270	"	"	"	"

Пример расшифровки обозначений марок материалов ФП (см. табл. 14.1): ФПП-15-1,7 — материал из перхлориновых волокон диаметром 1,5 мкм при сопротивлении 17 Па для скорости фильтрации 0,6–1,0 м/мин.

Наиболее распространены фильтры с материалами ФП рамочной конструкции, материалы в виде ленты укладывают между *П*-образными рамками (рис. 14.1). Стороны этих рамок поочередно открыты и закрыты. Между соседними слоями материала установлены гофрированные разделители. Материалами, из которых изготовлены элементы фильтра, могут быть фанера, винипласт, алюминий, нержавеющая сталь.

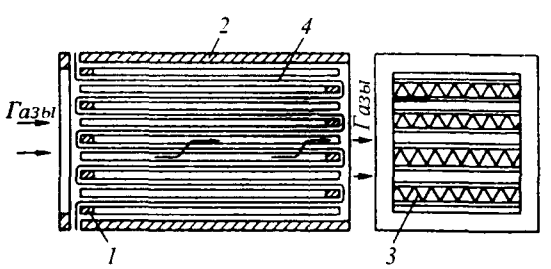


Рис. 14.1. Рамный фильтр тонкой очистки:
1 — *П*-образная планка; *2* — боковая стенка; *3* — разделители из гофрированной винипластовой пленки; *4* — фильтрующий материал

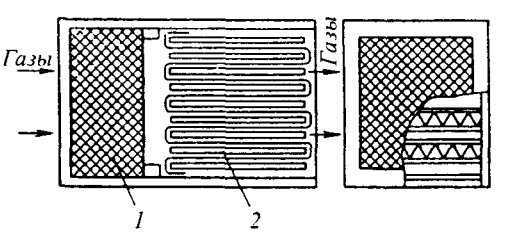


Рис. 14.2. Комбинированный фильтр типа ДК:
1 — секция с набивным слоем из грубых волокон; *2* — секция тонкой очистки

Загрязненный воздух (см. рис. 14.1) поступает через открытые стороны рамок, проходит через материал и выходит с противоположной стороны.

Эффективность фильтров тонкой очистки проверяют на заводе-изготовителе по стандартному масляному туману (СМТ) или другому аэрозолю.

Во избежание частой замены тонковолокнистых фильтров входная запыленность загрязненного воздуха не должна превышать 0,5 мг/м^3. При более высокой запыленности целесообразно в фильтрах с материалами ФП предусматривать предварительную ступень — фильтры грубой очистки. В аппаратах малой производительности в одном и том же корпусе размещают фильтры топкой очистки из материала ФП и грубой очистки в виде набивного слоя из волокна лавсан толщиной 5–10 см. Эти фильтры называют двухступенчатыми или комбинированными (рис. 14.2) и обозначают ДК (деревянные комбинированные).

Фильтры грубой или предварительной очистки (грубоволокнистые) обладают низким начальным гидравлическим сопротивлением (100–200 Па) и высокой пылеемкостью. Они значительно дешевле фильтров тонкой очистки, их можно легко заменять или регенерировать.

При входной концентрации от 0,5 до 1 мг/м^3 смену или регенерацию фильтрующего материала грубой очистки производят до шести раз в год.

В России фильтры предварительной очистки марки ДСВ выпускают с набивкой грубым лавсановым волокном диаметром от 15 до 25 мкм (рис. 14.3); плотность набивки 15–25 кг/м^3; толщина слоя 0,10 м. Техническая характеристика фильтра: производительность 600 м^3/ч; эффективность очистки воздуха 80–90 %; скорость фильтрации 15 м/мин.

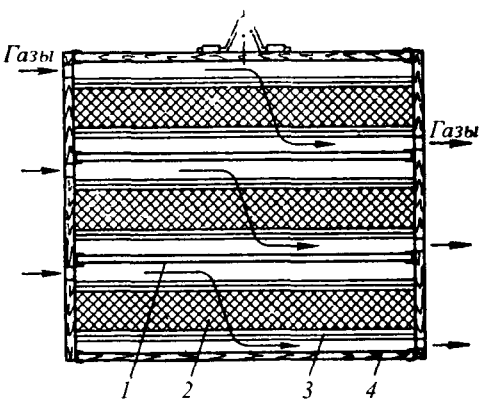


Рис. 14.3. Фильтр предварительной очистки с лавсановой насадкой:
1 — разделительная перегородка; *2* — фильтрующий материал; *3* — сетка; *4* — кожух деревянный

14.4. ВОЗДУШНЫЕ ФИЛЬТРЫ

Конструкции этих аппаратов и их фильтрующих элементов отвечают следующей условной классификации:

Класс фильтра	III	II	I
Размеры улавливаемых частиц, мкм	10	1	1
Эффективность очистки, %, не менее	60	85	99

14.4.1. ВОЗДУШНЫЕ ФИЛЬТРЫ III КЛАССА

– ЯЧЕЙКОВЫЕ (КАССЕТНЫЕ) СЕТОЧНЫЕ ФИЛЬТРЫ

На рис. 14.4. показаны простые по конструкции ячейковые (кассетные) фильтры Рекка (ФяР).

Габаритные размеры фильтра: 520×520 мм при толщине (размер и по ходу очищаемого воздуха) 70–120 мм. Ячейки набирают в секции (панели) и устанавливают перпендикулярно направлению движения воздушного потока или под углом к нему.

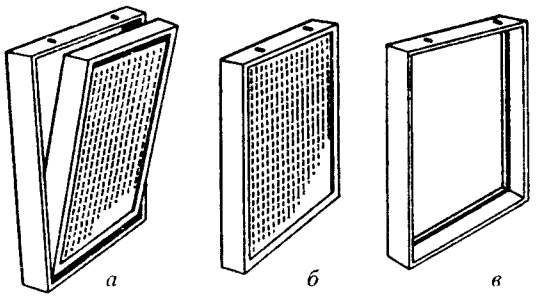


Рис. 14.4. Ячейка фильтра Рекка:
а — ячейка, не закрепленная в установочной раме; *б* — ячейка, закрепленная в установочной раме; *в* — установочная рама

Таблица 14.2

Характеристики ячеек для ячейковых фильтров*

Тип ячейки	Начальное сопротивление, Па	Пылеемкость**, г/м^2	Заполнение
ФяР	50	2300	Гофрированные сетки из стали
ФяВ	60	2600	То же из винипласта
ФяП	60	350	Модифицированный пенополиуретан
ФяУ	40	570	Стекловолокнистый фильтровальный материал

* Номинальная пропускная способность каждого типа 1540 м^3/ч допускаемая удельная воздушная нагрузка 7000 м^3/ч·м^2.
** При росте сопротивления до 150 Па.

Выпускают четыре типа ячеек ФяР одинаковых размеров (табл. 14.2) со следующими показателями. Расход масла на зарядку одной ячейки 200 г; эффективность очистки при преобладании частиц размером >10 мкм составляет 80–95 %.

Для регенерации ячейки снимают, промывают щелочным раствором, нагретым до 80 °С (обычно 10 %-ным раствором каустической соды), в целях удаления загрязнившейся масляной пленки; затем при такой же температуре промывают водой для удаления щелочи с сеток, сушат и смачивают чистые сетки маслом.

Фильтры из стеклянного волокна могут работать при удельной воздушной нагрузке около 5000 м^3/(м^2·ч) с умеренным сопротивлением 49–59 Па и пылеемкостью 100–120 г на каждую ячейку.

– МАСЛЯНЫЕ САМООЧИЩАЮЩИЕСЯ ФИЛЬТРЫ

Для очистки больших количеств запыленного воздуха (начальная запыленность до 10 мг/м^3) используют фильтры с автоматической регенерацией или заменой фильтрующей поверхности.

Самоочищающиеся масляные фильтры состоят из непрерывно движущейся в вертикальной плоскости фильтрующей бесконечной панели и масляной ванны.

Панель фильтра набрана из сетчатых шторок, выполняемых в некоторых конструкциях из двух слоев мелкой сетки с размером ячеек 2 мм и диаметром проволоки 0,5 мм. Шторки перекрывают одна другую, и запыленный воздух проходит через четыре шторки, которые закреплены на бесконечной цепи, приводимой в движение соленоидным приводом.

Панель фильтра проходит через масляную ванну, загрязненные участки панели отмываются от пыли и вновь промасливаются, а пыль оседает на дне ванны в виде шлама. Скорость потока воздуха в таких фильтрах не должна превышать 3 м/с.

Двух- и трехпанельные сеточные самоочищающиеся фильтры марки КДМ выпускаются семи моделей производительностью от 40 до 240 тыс. м^3/ч. Как и в описанной конструкции панели, воздух проходит последовательно через четыре сетки (рис. 14.5).

В масляном баке находятся шнек и элеваторные устройство для удаления шлама, механизм промывки сеток, змеевики для подогрева масла в зимнее время и маслосъемник для снятия излишков масла с сеток.

Рис. 14.5. Фильтр масляный самоочищающийся марки КДМ-16006:
1 — механизм промывки сеток; *2* — сетки; *3* — маслосъемник; *4* — система подогрева масла; *5* — бак; *6* — шнек

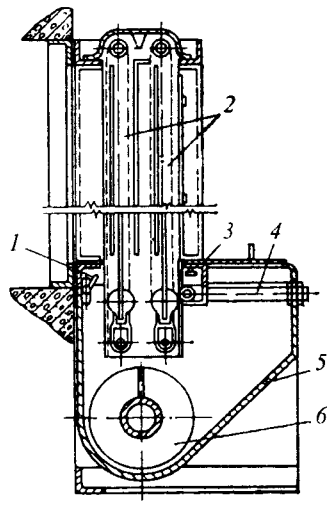


Таблица 14.3

Основные технические характеристики самоочищающихся масляных фильтров марки КДМ

Марки фильтра	Площадь фильтрации, $м^2$	Скорость фильтрации, $м^3/(м^2 \cdot мин)$	Аэродинамическое сопротивление, Па	Число приводов	Емкость масляного бака, $м^3$	Масса, кг
КДМ-4006	3,51	190	132	1	0,185	626
КДМ-6006	6,38	156	103	1	0,570	1100
КДМ-8006	7,65	173	113	1	0,680	1200
КДМ-12006	11,75	170	113	1	0,680	1405
КДМ-16006	14,65	182	118	2	0,875	2223
КДМ-20006	18,3	182	118	2	0,875	2330
КДМ-24006	22,1	182	118	2	1,038	2580
Примечание. В фильтрах всех марок применяется электродвигатель А02-21-4.						

Основные характеристики фильтров КДМ приведены в табл. 14.3. Степень очистки зависит от дисперсности частиц и начальной запыленности воздуха; она составляет 90–98 % для частиц крупнее 3 мкм и падает до 60 % для более мелкой пыли.

– РУЛОННЫЕ (КАТУШЕЧНЫЕ) АВТОМАТИЧЕСКИЕ ФИЛЬТРЫ

Фильтр представляет собой камеру, в верхней части которой расположена катушка с намотанным на нее чистым фильтровальным материалом (в виде мата), перемещающимся через проем для прохода запыленного воздуха и наматывающимся на нижнюю катушку по мере забивания материала пылью. Перемещение материала регулируется автоматически по величине гидравлического сопротивления.

Запыленный материал всего рулона не регенерируют и заменяют новым. Материалом для рулонов служат упругие маты из стеклянных или синтетических волокон, проклеенные связующими и слегка промасленные.

Рулонные фильтры широко используют в системах кондиционирования и приточной вентиляции как самостоятельно, так и в качестве первой ступени очистки перед фильтрами II или I классов. До замены рулон непрерывно служит около года.

Нагрузка по воздуху рулонных фильтров составляет 6000 $м^3/(м^2 \cdot ч)$. Пылеемкость матов 1 $кг/м^2$. Эффективность очистки для частиц размером менее 100 мкм — 90 %.

Таблица 14.4

Основные технические характеристики фильтров типа ФРУ *

Марка фильтра	Производительность, $м^3/с$	Площадь рабочего сечения, $м^2$	Ширина мата, мм	Габариты фильтров, мм			Число катушек	Число секций шириной, мм		Масса, кг
				высота	ширина	глубина		1050	800	
Ф12РУ1	33,3	12	1020	5090	3152	300	6	3	—	930
Ф8РУ2	22,2	7,9	1020	3700	3152	300	6	3	—	717
Ф6РУ3	16,7	6	1020; 1570	3700	2651	300	4	1	2	623
Ф4РУ4	11,1	4	1020	2930	2101	300	4	2	—	408
Ф2РУ5	5,56	2	1570	2433	1600	300	2	—	2	353

* Начальное сопротивление при w = 2,8 м/с составляет 40–50 Па. Мощность привода 0,27 кВт.

В табл. 14.4 приведены основные характеристики рулонных стекловолокнистых фильтров типа ФРУ.

14.4.2. ВОЗДУШНЫЕ ФИЛЬТРЫ II КЛАССА

Аппараты II класса более эффективны, чем III класса; для них используют двухзонные электрофильтры (см. раздел 4) и волокнистые фильтры со складчатыми и гофрированными материалами из тонких синтетических и стеклянных волокон.

14.4.3. ВОЗДУШНЫЕ ФИЛЬТРЫ I КЛАССА

В фильтрах I класса используют фильтрующий материал ФПП-15 (предельная температура очищаемого воздуха 60 °С).

Воздух, удаляемый из рабочих помещений, часто подвергают рециркуляции. Этим достигают продления срока службы воздушных фильтров; кроме того, не требуется повторного нагрева рециркуляционного воздуха.

Рециркуляционный воздух обычно очищают в фильтрах II и I классов, а при высоком содержании пыли (до 3–4 $мг/м^3$) — в фильтрах III класса.

Согласно санитарным нормам, очистка считается достаточной, если остаточная запыленность воздуха, возвращаемого в помещение, не превышает 30% предельно допустимой концентрации (ПДК) для этой пыли. Общее содержание пыли в воздухе рабочих помещений не должно превышать ПДК.

Примерное количество рециркуляционного воздуха на одного человека составляет 15–20 $м^3/ч$ и часто достигает 50 % от всего объема общеобменного воздуха.

14.5. ПРОМЫШЛЕННЫЕ ФИЛЬТРЫ

14.5.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

В наиболее распространенных промышленных фильтрах — рукавных — применяют фильтровальные материалы двух видов: ткани и нетканые материалы, изготовляемые из различных природных и синтетических волокон.

Длина природных волокон составляет от нескольких до десятков сантиметров. Синтетические волокна для фильтровальных материалов получают в виде очень длинных нитей — филаментного волокна или коротких отрезков — штапельного волокна длиной несколько сантиметров. Филаментная нить состоит из большого числа скрученных тонких волокон.

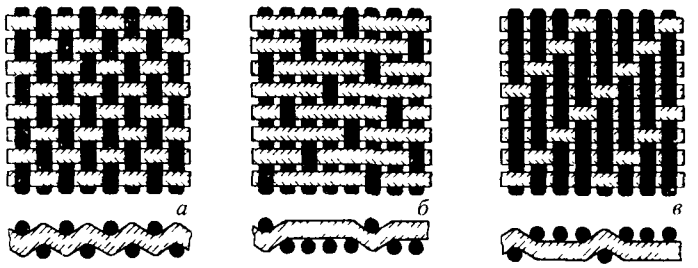


Рис.14.6. Типы переплетения тканей:
а — полотняное; *б* — сатиновое; *в* — саржевое

Диаметр природных и синтетических волокон составляет от нескольких до десятков микрометров (применяют при филаментных нитях и монофиламентную нить, состоящую из одного элементарного волокна, т.е. моноволокна, диаметром 50 мкм и больше).

Фильтровальные ткани изготовляют кручением волокон в нити (пряжу) с последующим переплетением нитей в ткань определенной структуры [163].

Для характеристики толщины волокна и кручения нити служит метрический номер N (отношение длины нити в метрах к ее массе в граммах). В настоящее время взамен номера нити N введена новая единица — текс (Т): отношение массы нити (волокна) в граммах к ее длине в километрах.

Для перевода номера волокна в тексы применяют формулу: $T = 1000/N$. Чем тоньше пряжа (нить), тем выше ее номер и меньше текс.

При изготовлении фильтровальных тканей применяют три главных переплетения (структуры) нитей основы (продольных нитей) и утка (поперечных нитей): полотняное, саржевое и сатиновое (рис. 14.6).

При производстве нетканых материалов из шерсти используют естественное свойство ее чешуйчатых волокон, способствующих образованию плотного и относительно прочного материала при валке (механическом воздействии на волокна в условиях повышенных температуры и влажности). При использовании нетканых материалов (полотен) из гладких синтетических волокон взаимосцепление волокон усиливают, прошивая полотна нитями (холстопрошивные материалы) или пробивая слой волокон зубчатыми иглами (иглопробивные материалы); вводят склеивающие добавки; прочность нетканых материалов усиливают также, вводя внутрь полотен каркасы из прочных нитей.

Общая пористость фильтровальных тканей (в процентах) слагается из проходных (сквозных) пор между нитями основы и утка и межволоконных пор, находящихся в промежутках между волокнами нитей. Ее величина составляет (в зависимости от вида ткани) 50–60 % и более.

Размеры сквозных пор в типовых фильтровальных тканях составляют 100–200 мкм.

Для улучшения эффективности фильтрации ткани подвергают начесыванию. На поверхности тканей при этом образуется ворс или застил из перепутанных между собой по различным направлениям отдельных волокон. Застил частично закрывает сквозные поры и уменьшает прохождение пыли через ткань.

В подавляющем большинстве случаев размер осаждаемых частиц во много раз меньше среднего размера пор фильтра. Когда ткань чистая, улавливание частиц пыли из газа основано не на отсеивающем ее действии, а на столкновении частиц с волокнами и нитями ткани под действием различных механизмов осаждения, рассмотренных выше. При осаждении частиц на волокнах и нитях ткани уменьшается размер пор между ними, что приводит к более быстрому осаждению следующих порций пыли. Поэтому после пропускания через ткань некоторого количества запыленного газа в слое ее со стороны входа газового потока практически все поры заполняются пылью и в дальнейшем газовый поток проходит через поры в слое осевшей пыли. Этот слой называют первичным и он непосредственно соприкасается с волокнами и нитями ткани.

При образовании пылевого слоя из частиц какого-либо размера поры между ними обычно бывают такого же размера, как эти частицы, или даже меньше. Поэтому первичный слой осевшей пыли улавливает частицы из газа, как бы отсеивая их, т.е. практически полностью. Основная масса частиц

не проникает внутрь ткани, а оседает снаружи первичного слоя или в его порах и толщина слоя пыли растет.

В начале прохождения газа через чистую ткань улавливается только часть пыли, часто небольшая. При заполнении пор пылью степень очистки быстро возрастает и после образования первичного сплошного слоя пыль улавливается практически полностью. Толщина первичного сплошного слоя пыли соизмерима с размерами пор ткани. Он образуется, когда на 1 $м^2$ более пылеемкой шерстяной ткани оседает 60–80 г пыли; для гладкой стеклоткани эта величина составляет 5–10 г/м .

В тканевых фильтрах, работающих с регенерацией методами встряхивания, обратной продувки и их сочетанием, применяют обычно скорости фильтрации в пределах от 0,3 до 1,2 $м^3/(м^2 \cdot мин)$. При регенерации методом струйной продувки скорости фильтрации более высокие: 3–5 $м^3/(м^2 \cdot мин)$. При повышенных скоростях фильтрации может нарушиться первичный сплошной слой пыли, что сопровождается вторичным ее уносом и запыленность очищенных газов растет.

Рассмотренные недостатки фильтровальных тканей в некоторых случаях устраняются применением нетканых материалов (фетров, войлоков). Это связано с более равномерным распределением волокон по всей поверхности и толщине нетканого полотна (фетра) и отсутствием сквозных отверстий. Процесс фильтрации протекает в объеме материала. В то же время, чтобы избежать глубокого проникновения частиц внутрь нетканого полотна и связанного с этим забивания его пылью, поверхность полотна со стороны входа запыленного газа термически обрабатывают. Создается жесткая корка, препятствующая проникновению частиц в глубь фетра.

К тканям и нетканым материалам, применяемым в качестве фильтровальных материалов, предъявляют следующие требования:

1) высокая пылеемкость в процессе фильтрации и способность удерживать после регенерации пыль в количестве, достаточном для обеспечения высокой эффективности улавливания высокодисперсных частиц;

2) сохранение оптимально высокой воздухопроницаемости в равновесно запыленном состоянии и хорошая регенерируемость;

3) высокая механическая прочность и стойкость к истиранию при многократном изгибе, стабильность размеров и свойств при повышенных температурах и агрессивном воздействии химических компонентов газа; максимально возможная стойкость синтетических волокон, из которых изготовлены ткани, к гидролизу (т.е. к разрушению под воздействием высокого влагосодержання и повышенной температуры);

4) минимальное влагопоглощение;

5) низкая стоимость, обеспечивающая оптимальные технико-экономические показатели очистки газов в тканевых фильтрах.

Выполнение перечисленных требований связано с выбором в каждом конкретном случае очистки фильтрующего материала, который будет работать в определенных, наиболее благоприятных для него условиях.

14.5.2. ФИЛЬТРОВАЛЬНЫЕ МАТЕРИАЛЫ

На металлургических заводах для фильтрации запыленных газов применяют в основном ткани и нетканые материалы из натуральных волокон (шерсть), смеси шерсти с синтетическим волокном (капроном); из синтетических волокон — полиакрилнитрильных (нитрон), полиэфирных (лавсан), повышенной термостойкости (оксалон, феннлон); из стеклянных волокон с кремнийорганическим покрытием.

Фильтровальные хлопчатобумажные ткани и нетканые хлопчатобумажные материалы в металлургии практически не применяют из-за их низкой термостойкости (ниже 80–90 °С) и плохой сопротивляемости агрессивным компонентам газов (оксиды серы SO_2, SO_3 и др.).

– ШЕРСТЯНЫЕ И СМЕШАННЫЕ ТКАНИ

Техническая характеристика шерстяных (арт. 20, 21) и смешанных с капроном: (арт. 83, 21а) фильтровальных тканей:

	Сукно ЧШ, арт. 20, 21	Рукав ЦМ, арт. 83	Сукно, арт. 21а
Ширина, см:			
ткани с кромкой	137	—	137
бесшовного рукава с кромкой (1/2 периметра)	—	37,5	—
Масса 1 м^2 ткани, т	445	500	445
Число нитей на 100 мм	119/104	106/104	110/104
Разрывная нагрузка полоски ткани 50×100 мм, Н	320/220	1000/300	500/380
Удлинение ткани при разрыве, %	13/18	40/45	25/30
Воздухопроницаемость при 50 Па, дм^3/(м^2·с)	160	151	160
Температура газа при фильтрации, °С	90	100	100
Толщина ткани, мм	2,1	2,3	2,2

Примечания: 1. В числителе — основа, в знаменателе — уток. 2. Линейная плотность пряжи 200 текс. 3. Вид отделки — валка.

Эти ткани обладают высокими показателями фильтрации: высокой степенью улавливания пыли, легкостью регенерации, высокой воздухопроницаемостью (150–200 дм^3/(м^2·с)) обеспечивающей работу фильтров с минимальным гидравлическим сопротивлением.

– ТКАНИ ИЗ СИНТЕТИЧЕСКИХ ВОЛОКОН

В последние десятилетия ткани из синтетических волокон постепенно вытесняют чистошерстяные и смешанные с шерстью материалы благодаря более высоким физико-химическим свойствам. Кроме того, шерстяное волокно предпочтительно использовать для изготовления бытовых изделий.

– НИТРОНОВЫЕ ТКАНИ (табл. 14.5)

В цветной металлургии используются бесшовные фильтровальные рукава из штапельного полиакрилнитрилового волокна нитрон с односторонним начесом. Они устойчивы к агрессивным газам и работают при температуре 120–130 °С.

– ЛАВСАНОВЫЕ ТКАНИ (см. табл. 14.5)

Фильтровальные ткани из полиэфирного волокна лавсан широко применяют в металлургии.

Хорошие показатели фильтрации получены для двух структур лавсановых тканей: а) ткань образца 5309 (легкая и тонкая ткань) с односторонним начесом;

б) утяжеленная ткань арт. 86031 двухслойного переплетения для рукавных фильтров со струйной продувкой.

Лавсановые ткани устойчивы к истиранию, но подвержены гидролизу и при высокой влажности газов и в указанном диапазоне температур быстро (через 1–2 мес.) выходят из строя.

– ОКСАЛОНОВЫЕ ТКАНИ ПОВЫШЕННОЙ ТЕРМОСТОЙКОСТИ (см. табл. 14.5)

Фильтровальные ткани из синтетического волокна повышенной термостойкости — оксалона — применяются в цветной металлургии для очистки технологических газов при 180–200 °С. Ткани оксалон артикулов ТТО-3 и ТТО-4 выпускаются Светлогорским заводом искусственного волокна полотном. Из них кроят сшивные фильтровальные рукава, которые шьют оксалоновыми нитями. Окса-

Таблица 145

Техническая характеристика синтетических и стеклянных тканей

Наименование ткани	Ширина, см: ткани с кромкой	Ширина, см: бесшовного рукава с кромкой (1/2 периметра)	Масса 1 м^2 ткани, г	Число нитей на 100 мм	Разрывная нагрузка полоски ткани 50×100 мм, Н	Удление ткани при разрыве, %	Линейная плотность пряжи, текс	Воздухопроницаемость при 50 Па дм^3/(м^2 с)	Температура газа при фильтрации, °С	Толщина ткани, мм	Вид отделки
Ткани нитроновые											
Рукав НЦМ, арт 133 **	150	37,3	420	104 98	960 630	35 35	100×2 100×2	180	120	1,7	Односторонний начес
Двухслойная, арт 86042	156	—	528	255 216	1000 800	42 40	50×2 50×2	120	120	2,1	—
Лавсановые ткани											
Двухслойная, арт 86031 **	98	—	940	184 154	5000 3000	48 44	84×3 84×3	80	130	2,6	Односторонний начес
Арт 216	—	37,5	424	220 161	1500 900	40 45	84 125	220	130	1,0	—
Арт 217	150	—	420	217 163	1450 920	40 45	84 125	210	130	1,0	—
Образец 5309**	75	—	290	155 152	1920 2160	42 38	29,4×2 125	145	130	0,9	Односторонний начес
Ткани оксалоновые											
Образец ТТО-3	75	—	470	120 100	2000 2000	5 5	100×2 100×2	100	180	0,9	—
“ ТТО-4	98	—	470	120 100	2000 2000	5 5	100×2 100×2	100	180	0,9	—
Образец 5251/3-78	77	—	285	145 145	1500 1500	7 7	100 100	160	180	0,5	—
Ткани стеклянные											
ТСФ/7А-7с	75	—	385	200 150	2000* 1500	5 5	Ф7 Ф7	60	250	0,33	—
РСФ (Б)-0	—	38,5	392	200 150	1600* 1000	6 6	Ф7 Ф7	70	250	0,37	—
ТСФШ-0	75	—	600	180 100	1700* 600*	5 5	Ф7 шт	100	250	0,60	—
Ткани фенилоновые											
Образец 75-01	73	—	313	102 113	1500 1650	26,7 25,2	34×4 34×4	256	180	1,0	—
“ 75-04	72	—	395	126 160	1720 2160	24,3 31,4	33×4 33×4	96	180	1,1	—
“ 79-01	75	—	330	103 107	2030 1570	19,0 33,0	34×4 34×4	181	180	0,8	—

* Прочность полоски ткани 25×100 мм

** В числителе — основа, в знаменателе —уток

лоновые ткани выпускаются без отделки и с гладкой поверхностью, что способствует интенсивной регенерации

К группе синтетических волокон с повышенной термостойкостью относится также волокно фенилон, а за рубежом "номекс" (США)

Волокна повышенной термостойкости (оксалон, фенилон, "номекс") и изготовленные из них фильтрующие материалы подвержены гидролизу при очистке газов с высоким содержанием водяных паров

– СТЕКЛЯННЫЕ ТКАНИ (см табл 14 5)

Стеклянные фильтровальные ткани изготовляют из комплексных нитей и штапельного волокна Использование в утке штапельной стеклянной пряжи (ткань ТСФШ-0) улучшает фильтрующие показатели

Прочность стеклянных гканей на разрыв достаточно высокая Их недостаток — низкая сопротивляемость многократным изгибам и истирающим воздействиям Для улучшения сопротивляемости многократным изгибам ткани подвергают термохимической обработке (аппретируют) Обработанные кремнийорганическимн соединениями стеклянные ткани приобретают эластичность, их поверхность становится гладкой и гидрофобной, с нее легко удаляется уловленная пыль

Для защиты от статического электричества и повышения сопротивления многократным изгибам стеклянные ткани при аппретировании покрывают слоем графита в коллоидном состоянии

Стеклянные ткани используют для фильтрации газов с температурой 250–300 °С, эти ткани устойчивы к агрессивным средам (за исключением фтора и его соединений) Из-за недостаточно высокого уровня сопротивляемости к изгибам применяют умеренную ("щадящую") регенерацию стеклянных тканей — обычно только обратной продувкой Поэтому во избежание чрезмерного гидравлического сопротивления скорости фильтрации для стеклянных тканей в 2–3 раза ниже, чем для тканей из других видов волокон и находятся в пределах 0,35–0,45 м³/(м² мин)

Таблица 14 6

Техническая характеристика фильтровальных нетканых полотен

Наименование полотна, артикул, образец	Сырье, вид, текс		Масса1 м², г	Ширина полотна	Толщина полотна	Разрывная нагрузка полоски 50×100мм, Н, не менее		Удлинение при разрыве, %		Воздухопроницаемость, л/(м² с)
	фон	прошивка				по длине	по ширине	по длине	по ширине	
Холстопрошивные полотна										
531501, ТУ 17-14-06–76	Полипропилен	Капрон	380	159	1,1	750	2100	65	70	150
			340	160	1,2	650	1180	64	55	265
531503, ТУ 17-14-29–73	Нитрон	Лавсан	400	130	1,4	800	500	40	95	250
531505	Лавсан	"	500	130	1,6	700	1300	50	85	245
531506	"	"	400	160	1,4	500	800	45	60	250
Обр 77-1	Оксалон	Оксалон	435	166	2,04	800	630	32	118	171
Иглопробивные полотна										
204- -)	Лавсан	—	580	150	1,6	1000	800	80	90	110
ИФПЗ-1 ТУ 17-14-09–76	Лавсан, ткань из лавсановой комплексной нити	—	500	107	2,5	1000	760	30	94	140

За рубежом начато применение фильтровальных материалов из политетрафторэтнленового волокна (тефлона), обладающего исключительно высокой химической стойкостью и работающего при температурах газов около 260 °С.

Однако волокно тефлон весьма дорогое (в четыре раза дороже волокна "номекс"). На некоторых предприятиях цветной металлургии, где необходимо фильтровать газы с высокой температурой (400—500 °С), возможно применение тканей из металлических нитей (сеток).

– НЕТКАНЫЕ МАТЕРИАЛЫ (см. табл. 14.6)

Для фильтрации газов на некоторых предприятиях цветной металлургии применяют нетканые материалы с высокими показателями фильтрации. По физико-механическим свойствам они уступают синтетическим тканям и их срок службы при механических воздействиях, особенно при интенсивной регенерации (встряхивание в сочетании с обратной продувкой), ниже.

Холстопрошивные нетканые полотна (арт. 531501, 531503, 531505, 531506) изготовляют по трикотажному способу прошивки. Им присущ существенный недостаток: при обрыве прошивной нити появляются участки слабого закрепления штапельных волокон в холсте. Изготовленные из холстопрошивных полотен рукава по этой причине быстро выходят из строя. В иглопробивных полотнах этот недостаток устранен. К тому же благодаря термофиксации к очаливанию (каландрированию) структура иглопробивных полотен более устойчива; вдоль полотна прочность выше и срок службы более продолжителен.

Устойчивость нетканых полотен к воздействию температуры и химических реагентов зависит от состава волокон.

В некоторых холстопрошивных полотнах сочетаются различные виды волокон в холсте и в прошивной нити. Срок службы этих полотен и их прочностные характеристики определяют наименее устойчивое волокно.

Фильтровальные рукава из холстопрошивного полотна арт. 531503 нельзя, например, применять для фильтрации влажных газов, так как лавсановые прошивные нити мало устойчивы к влаге (хотя нитроновое волокно — фон — устойчиво работает в таких газах).

Полотно 204-Э изготовлено из нескольких слоев лавсанового штапельного волокна, соединенных иглопробнвным способом. Полотно ИПФЗ-1 вырабатывают из двух слоев штапельного лавсанового волокна и лавсановой ткани полотняного переплетения между этими слоями. Все слои соединены иглопробивным способом.

На основе штапельного волокна фторин институтом НИИТЭхим разработан иглопробивной нетканый материал. Толщина материала 2–10 мм, масса 1 м^2 — от 1000 до 4000 г; воздухопроницаемость при разнице давлений 50 Па составляет (в зависимости от толщины и плотности материала) 20–100 дм^3/(м^2·с). Материал может работать практически во всех агрессивных средах до 200 °С.

14.6. КОНСТРУКЦИИ ПРОМЫШЛЕННЫХ ФИЛЬТРОВ

14.6.1. КЛАССИФИКАЦИЯ ПРОМЫШЛЕННЫХ ФИЛЬТРОВ ПО ИХ КОНСТРУКТИВНЫМ ПРИЗНАКАМ

Конструктивное исполнение промышленных (рукавных) фильтров весьма разнообразно [164]. Основные классификационные признаки: тип фильтрующих элементов, из которых формируется поверхность фильтрации; система регенерации фильтровального материала и тип устройств регенерации.

– КЛАССИФИКАЦИЯ ПО ТИПУ ФИЛЬТРУЮЩИХ ЭЛЕМЕНТОВ

В промышленных фильтрах (тканевых и из нетканых материалов) применяются два основных типа фильтрующих элементов: бескаркасные (рукава), в основном цилиндрические, и жесткокаркасные, состоящие из каркаса, обтянутого тканью или нетканым материалом.

Применение бескаркасных элементов предполагает подачу фильтруемого газа внутрь рукава и сохранение формы элемента вследствие подпора давления в нем.

Применение жесткого каркаса в конструкции фильтрующего элемента позволяет придавать последнему любую форму — цилиндрическую, плоскую, клиновую, звездчатую и другую, сохраняемую неизменной в процессе фильтрации и регенерации; поддерживать постоянное натяжение фильтрующего материала за счет плотного крепления его на каркасе, а также осуществлять фильтрацию газа, подавая его снаружи внутрь фильтрующего элемента.

Применение жесткокаркасных элементов позволяет улучшить использование рабочего объема фильтров, а также применять интенсивные способы регенерации ткани, которые невозможно осуществить в бескаркасных рукавных фильтрах.

Жесткокаркасным фильтрующим элементам, однако, присущи серьезные недостатки: повышенная металлоемкость и трудоемкость изготовления, усложнение обслуживания фильтров, особенно замены рукавов (они тяжелы и громоздки). Кроме того, ускоряется износ ткани в местах контакта с каркасом из-за трения о металл, что исключает применение стеклоткани.

К недостаткам нецилиндрических фильтрующих элементов следует также отнести сложность раскроя и пошива фильтрующего материала, закрепления и герметизации его краев на каркасе. В аппаратах с жесткокаркасными элементами стенки необходимо выполнять съемными или предусматривать в них большие проемы для извлечения элементов, что затрудняет герметизацию корпуса.

– КЛАССИФИКАЦИЯ ПО СИСТЕМЕ РЕГЕНЕРАЦИИ. ФИЛЬТРЫ С ПОСЕКЦИОННОЙ И ПОЭЛЕМЕНТНОЙ СИСТЕМОЙ РЕГЕНЕРАЦИИ

Существенное влияние на конструкцию фильтров оказывает способ регенерации фильтровального материала.

В промышленных фильтрах регенерацию проводят по двум основным принципам:

• изменение направления хода газа через фильтровальный материал — обратная продувка, по время которой происходит выдувание уловленной пыли из ткани;

• разрушение пылевого слоя на фильтровальном материале его деформацией различными способами — встряхивание рукавов; встряхивание может производиться как с помощью механизмов, так и воздействием на ткань аэродинамических сил и звуковых импульсов.

Обратная продувка — более универсальное средство, так как при любой обратной продувке происходит одновременно и некоторая деформация пылевого слоя, т.е. имеется определенный эффект механического разрушения этого слоя.

Современные рукавные фильтры снабжены системами регенерации, включающими устройства для обратной продувки или сочетающими устройства обратной продувки с устройствами для встряхивания рукавов.

Фильтры с посекционной системой регенерации фильтровального материала характеризуются тем, что регенерации подвергается целая секция многосекционного фильтра. На период регенерации секцию отключают от подачи в нее газа.

В фильтрах с поэлементной системой регенерации обратной продувке подвергают не всю секцию фильтра, а последовательно отдельные фильтрующие элементы или их группы.

Конструктивное исполнение фильтров с поэлементной продувкой сложнее, чем фильтров с посекционной продувкой, вследствие введения каркасных фильтрующих элементов, устройства сложных подвижных систем внутри фильтров и т.д.

Существенное преимущество поэлементной регенерации состоит в том, что она весьма интенсивна, так как воздействует непосредственно на запыленные участки ткани и поэтому продолжительность регенерации значительно сокращается по сравнению с посекционными способами, а это в свою очередь ведет к сокращению количества продувочного газа. Регенерацию ткани осуществляют, не прекращая подачи запыленного газа в фильтр пыли в отдельные его участки. При этом на регенерацию и очистку продувочного газа отвлекается незначительное число элементов и таким образом эффективно используется вся фильтрующая поверхность.

Интенсификация процесса регенерации позволяет использовать в фильтрах с поэлементной системой регенерации плотные фильтровальные материалы (например, войлоки), которые в фильтрах с посекционной продувкой регенерировать трудно или невозможно, а также дает возможность повысить нагрузки на ткань.

– КЛАССИФИКАЦИЯ ПО ТИПУ УСТРОЙСТВ РЕГЕНЕРАЦИИ

Фильтры с посекционной системой регенерации выполняют двух основных типов: с обратной продувкой и с комбинированной регенерацией (обратная продувка с одновременным отряхиванием). На время регенерации подача фильтруемого газа в секцию прекращается. В отдельных случаях применяются небольшие фильтры, в которых для регенерации ткани используется только отряхивание.

Фильтры с поэлементной регенерацией выполняют следующих основных типов: с импульсной регенерацией; с обратной продувкой жесткокаркасных элементов через подвижное сопло; с обратной струйной продувкой.

Фильтры с посекционной системой регенерации характеризуются использованием бескаркасных фильтрующих элементов. Обратная продувка в них обеспечивается переключением клапанов одной из секций фильтра. В фильтрах с комбинированной регенерацией во время обратной продувки в регенерируемой секции одновременно включается встряхивающий механизм. Разнообразие конструктивных модификаций фильтров этой группы определяется различными схемами и режимами работы переключающих устройств и конструктивными исполнением механизмов.

В фильтрах с импульсной продувкой применяются жесткокаркасные элементы с подачей фильтруемого газа снаружи внутрь элемента. Продувка происходит при подаче кратковременных импульсов сжатого воздуха внутрь элемента.

По аналогичной схеме прохождения фильтруемого газа (снаружи внутрь жестко-каркасного элемента) устроены и фильтры с продувкой подвижным соплом. Она осуществляется подачей продувочного газа в выходное сечение фильтрующего элемента через сопло, которое, передвигаясь, производит последовательную продувку всех элементов фильтра.

С помощью передвигающихся сопел регенерируется фильтровальный материал в фильтрах с обратной струйной продувкой. В этом случае используют бескаркасные фильтрующие элементы, а

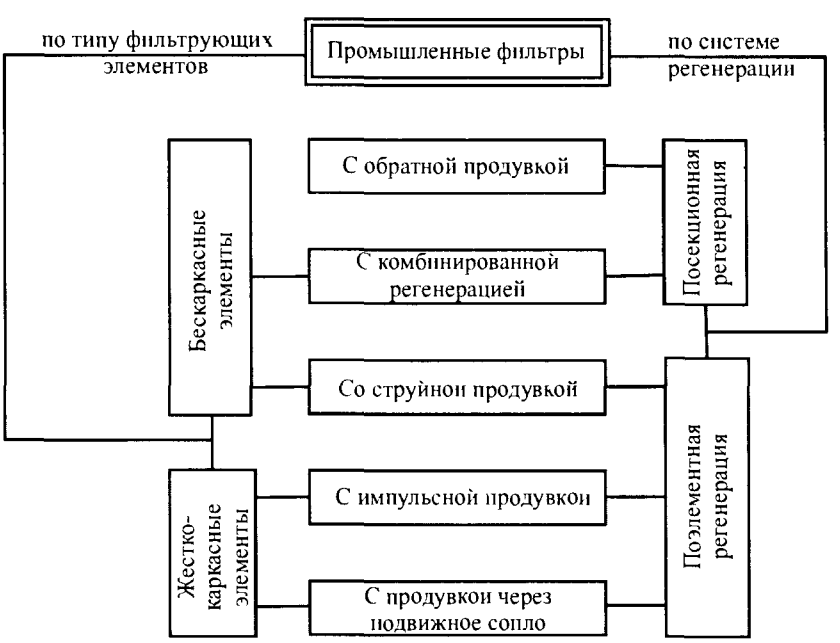


Рис. 14.7. Классификационная схема

подвижные сопла охватывают их снаружи и, передвигаясь вдоль рукавов, обеспечивают их регенерацию по всей высоте.

Классификационная схема перечисленных основных типов фильтров представлена на рис. 14.7. Она не является исчерпывающей, в нее не вошли некоторые фильтры специального типа, поскольку конструктивные варианты рукавных фильтров весьма разнообразны.

14.6.2. ОСНОВНЫЕ ТИПЫ ФИЛЬТРОВ

– ФИЛЬТРЫ С ПОСЕКЦИОННОЙ РЕГЕНЕРАЦИЕЙ

Фильтры с обратной продувкой. Фильтры с посекционной регенерацией обратной продувкой состоят из отдельных секций, соединенных с коллекторами очищаемого, очищенного и продувочного газа через патрубки с клапанами рис. 14.8).

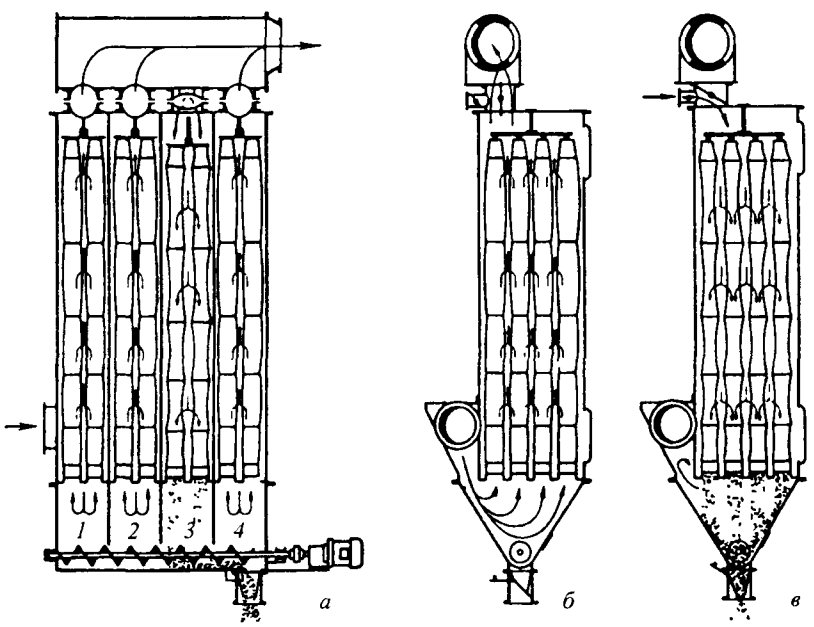


Рис. 14.8. Фильтр с посекционной регенерацией:
а — общий вид; *б* — фильтрующие секции (*1*, *2*, *4*); ***в*** — регенерируемая секция (*3*)

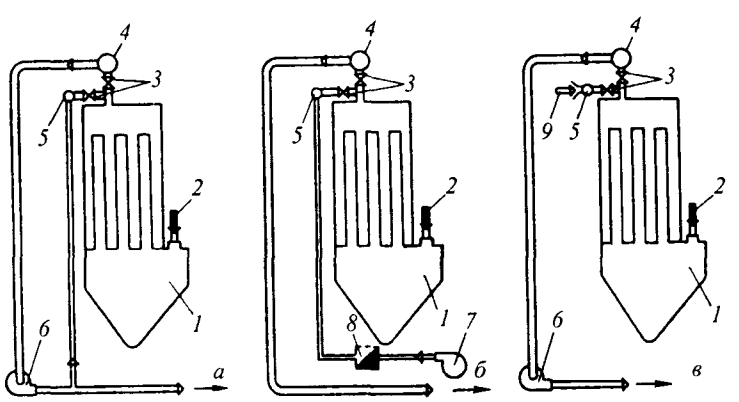


Рис. 14.9. Схема работы фильтров с обратной продувкой:
а — подача продувочного газа основным вентилятором; *б* —подача продувочного газа специальным вентилятором; *в* — подсос продувочного воздуха из атмосферы; *1* — фильтр; *2* — вход очищаемого газа; *3* — клапан; *4* — коллектор очищенного газа; *5* — коллектор продувочного газа, *6* — основной вентилятор; *7* — продувочный вентилятор; *8* — подогреватель; *9* — вход подсасываемого воздуха

В секциях, где идет фильтрация, запыленный газ подается внутрь рукавов и фильтруется через них наружу — в камеру очищенного газа. В регенерируемой секции продувочный газ (воздух) из коллектора попадает в камеру очищенного газа, проходит через рукава в направлении, обратном фильтрации, и сбрасывается в коллектор запыленного газа. При этом большая часть удаленной при регенерации пыли оседает в бункере фильтра, а остальное количество ее уносится с продувочным газом. В качестве последнего может быть использован воздух, очищенный в фильтре газ или инертный газ — в зависимости от условий работы фильтра. Возможные схемы обратной продувки представлены на рис. 14.9.

Продувка очищенным газом в фильтрах, работающих под разрежением, осуществляется подачей в продувочный коллектор газа из линии после вентилятора (см. рис. 14.9, *а*). Производительность вентилятора должна быть рассчитана не только по количеству газа, отсасываемого из основного агрегата, но и с учетом объема продувочного газа.

Для обратной продувки можно использовать воздух или газ, нагнетаемый в продувочный коллектор специальным вентилятором (см. рис. 14.9, *б*). Такая схема применяется для фильтров, работающих как под разрежением, так и под давлением. Если в фильтре очищается газ с высокой температурой точки росы, то подача холодного воздуха приводит к конденсации водяных паров и залипанию фильтровального материала (если в газе содержатся пары агрессивных соединений, то конденсация их вызывает коррозию фильтра). Поэтому при очистке газов, отходящих от технологических агрегатов, в фильтры подают предварительно подогретый воздух, для чего в схему продувки включают подогреватель. Когда подача воздуха в фильтр недопустима, например, из-за взрывоопасности среды, вместо воздуха в рассматриваемой схеме применяют инертный газ. С помощью специального вентилятора в продувочный коллектор может нагнетаться и очищенный газ, забираемый непосредственно из коллектора очищенного газа. Такая схема иногда применяется в фильтрах, работающих под давлением.

Если аппарат работает под разрежением и обдувка может производиться воздухом, забираемым из помещения, в котором установлен фильтр, то иногда продувочный вентилятор не требуется, а воздух на продувку засасывается за счет разрежения в фильтре, создаваемого основным вентилятором (см. рис. 14.9, *в*). При такой схеме работают обычно фильтры, очищающие воздух вентиляционных систем, или фильтры установок пневмотранспорта. Практика, однако, показывает малую эффективность этой продувки.

Кроме указанных систем обратной продувки, производимой нагнетанием продувочного газа со стороны очищенного газа, используется так называемый «коллапс-метод», основанный на отсосе запыленного газа из регенерируемой секции.

Цикл регенерации при коллапс-методе включает кратковременное (на несколько секунд) открытие всасывающего клапана, во время которого рукава сплющиваются и происходит разрушение пылевого слоя, и паузу в течение которой при закрытых клапанах происходит оседание сброшенной с рукавов пыли в бункер.

Регенерация коллапс-методом более эффективна, чем обычная обратная продувка. Это объясняется тем, что при коллапс-методе происходит значительная и резкая деформация ткани, т. е. наряду с продувкой рукава встряхиваются под действием аэродинамических сил.

Повышение интенсивности обратной продувки достигается также в тех случаях, когда продувочный газ подается в секцию в течение периода регенерации не постоянно, а прерывисто, короткими импульсами продолжительностью несколько секунд. Наряду с воздействием обратной продувки, пульсация вызывает деформацию рукавов, которая способствует регенерации.

Пульсация продувочного газа создается установкой на линии его подачи специальных устройств, например, заслонок, вращающихся с определенной частотой.

Фильтры с обратной продувкой и отряхиванием. Регенерацию фильтровального материала можно интенсифицировать применением одновременно с обратной продувкой механического отряхивания рукавов. Многосекционные фильтры с комбинированной системой регенерации отличаются от описанных ранее фильтров с обратной продувкой (см. рис. 14.8) дополнительной установкой механизмов отряхивания. В той секции фильтра, где происходит обратная продувка, одновременно

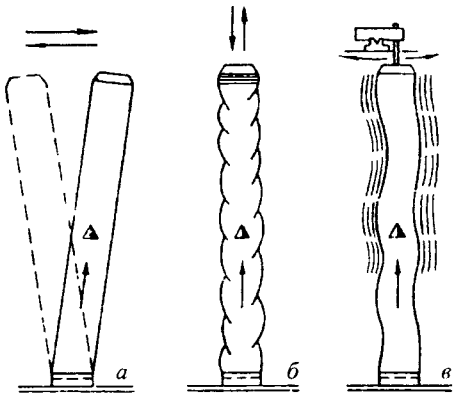


Рис. 14.10. Схема отряхивания рукавов:
а — боковое встряхивание; *б* — вертикальное встряхивание; *в* — вибрация

включается в работу и отряхивающий механизм. Как правило, воздействия одного отряхивания недостаточно для эффективной регенерации. В ряде случаев для фильтров с небольшой фильтрующей поверхностью достаточно прекратить фильтрацию, т.е. отключить подачу очищаемого газа, чтобы обеспечить регенерацию фильтрующих элементов отряхиванием.

Модификации отряхивающих систем весьма разнообразны. Следует выделить четыре основных вида механического воздействия на фильтрующие элементы (рис. 14.10):

• вертикальное встряхивание, при котором рукав натянут вверх и потом происходит его резкий сброс; в результате натяжение снимается и на ткани образуются складки, ведущие к разрушению пылевого слоя;

• качание рукава в стороны, во время которого рукав остается в натянутом состоянии; этот способ отряхивания менее интенсивен, чем предыдущий, но зато значительно меньше изнашивает ткань;

• кручение рукава вокруг его оси на определенный угол с последующим реверсированием вращения;

• вибрационное отряхивание передачей механических вибраций на жесткокаркасный фильтрующий элемент или на сильно натянутую ткань бескаркасного элемента.

– ФИЛЬТРЫ С ПОЭЛЕМЕНТНОЙ РЕГЕНЕРАЦИЕЙ

Фильтры с импульсной регенерацией. В последнее время регенерация подачей в фильтрующий элемент кратковременных импульсов сжатого воздуха нашла широкое применение.

Схема фильтра с импульсной продувкой приведена на рис. 14.11. Очищаемый газ подается в корпус фильтра и фильтруется через цилиндрические каркасные рукава снаружи внутрь. В верхней части корпуса имеется перегородка, отделяющая камеру запыленного газа от камеры очищенного газа. В эту перегородку заделываются рукава. В верхней части каждого рукава имеется эжектирующая насадка, а по оси рукава над насадкой установлено сопло, через которое в рукав периодически подается импульс сжатого воздуха. При подаче импульса происходит эжектирование очищенного газа в рукав, в результате фильтрующий, материал резко раздувается и опадает. Эффективная регенерация осуще-

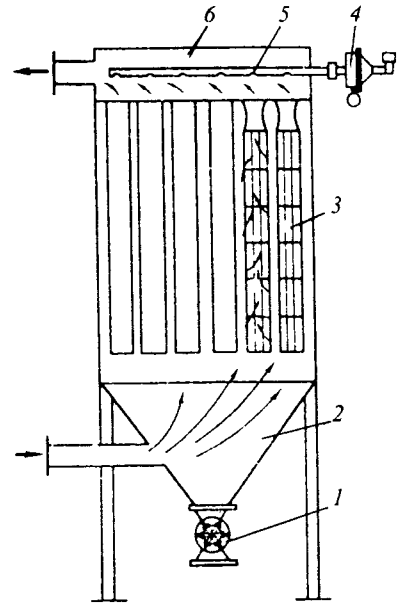


Рис. 14.11. Фильтр с импульсной регенерацией:
1 — затвор; *2* — бункер: *3* — рукав; *4* — электромагнитный клапан; *5* — коллектор с соплами; *6* — камера очищенного газа

ствляется обратной продувкой эжектируемым газом и механическим встряхиванием при колебаниях ткани.

Импульс подается через электромагнитный клапан, обеспечивающий работу нескольких сопел, установленных на коллекторе. Давление сжатого воздуха 0,5–1 МПа. Длительность импульса 0,1–0,3 с. Расход сжатого воздуха — не более 0,5 % от количества очищаемого газа.

Фильтры с импульсной продувкой не имеют подвижных частей, легко автоматизируются. В качестве фильтровальных материалов могут использоваться ткани или нетканые материалы. Нагрузки на ткань достигают 2,5 $м^3/(м^2 \cdot мин)$. Если подача воздуха даже в малых количествах недопустима по условиям взрывоопасности, то импульсная продувка может производиться инертным газом (например, азотом) или сжатым очищенным газом.

Фильтры с импульсной продувкой снабжают обычно ресиверами для сжатого воздуха, чтобы обеспечить достаточную мощность импульса без его затухания. Подаваемый на продувку сжатый воздух должен быть тщательно очищен от масла и влаги во избежание засорения ткани, что требует особого внимания.

В фильтрах с импульсной продувкой используют обычно рукава диаметром 120–130 мм; высота рукавов для обеспечения эффективной регенерации не должна превышать 2–3 м. Это обстоятельство до последнего времени ограничивало единичную производительность фильтров данного типа. В настоящее время разработаны фильтры, имеющие рукава высотой 6 м, с подачей импульса в рукав с двух сторон (фильтры типа ФРКДИ).

Импульсную продувку применяют для регенерации ткани в фильтрах с клиновыми фильтрующими элементами (рис. 14.12). Как и в цилиндрических элементах, очищаемый газ проходит через натянутую на каркас ткань снаружи внутрь элемента. В вертикальной стенке, закрывающей широкую сторону клина, имеются отверстия, через которые при фильтрации проходит очищенный газ. Против каждого отверстия установлено сопло для подачи импульса сжатого воздуха. Все сопла, продувающие

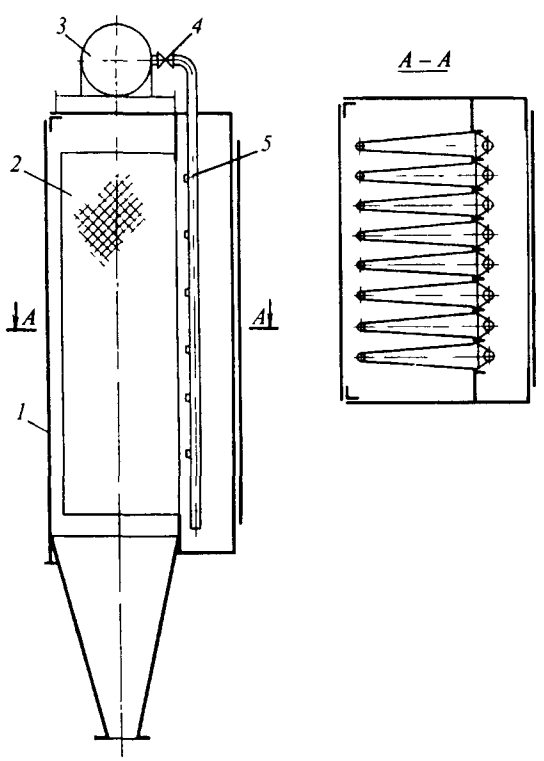


Рис. 14.12. Клиновый фильтр с импульсной регенерацией:
1 — корпус; *2* — фильтрующий элемент; *3* — ресивер; *4* — электромагнитный клапан; *5* — сопло

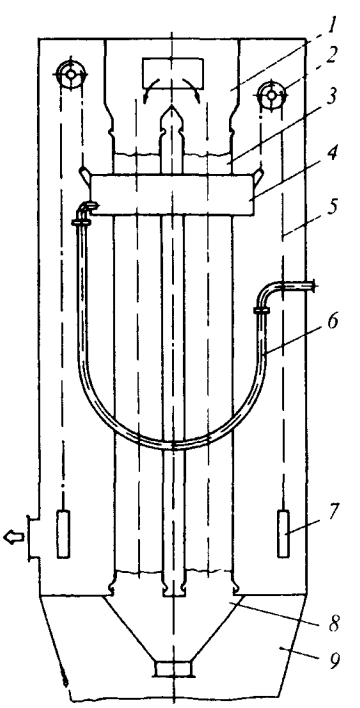


Рис. 14.13. Фильтр с обратной струйной продувкой:
1 — камера запыленного газа; *2* — механизм передвижения каретки; *3* — рукав; *4* — каретка; *5* — приводная цепь; *6* — шланг, *7* — противовес; *8* — бункер; *9* — карман для шланга

один элемент, расположены на одном вертикальном коллекторе, воздух в который подается через электромагнитный клапан. При открытии клапана импульс сжатого воздуха подается во все отверстия фильтрующего элемента и происходит регенерация ткани, как и в цилиндрических рукавах.

Фильтры с обратной струйной продувкой. Фильтр со струйной продувкой (рис 14.13) состоит из цилиндрических бескаркасных рукавов с верхней раздачей запыленного потока, вдоль которых движется каретка с кольцами, охватывающими каждый рукав снаружи. В кольцах на стороне, обращенной к рукаву, имеются щели через которые с высокой скоростью (до 60 м/с) поступает продувочный воздух. Его обычно подают в систему высоконапорным вентилятором, обеспечивающим давление в пределах 10–20 кПа.

Ткань регенерируют эффективным выдуванием пыли струёй продувочного воздуха; пылевой слой разрушается продувочными кольцами, деформирующими ткань. Продувочная система непосредственно и равномерно воздействует на каждый участок ткани, и регенерация происходит весьма интенсивно. В качестве фильтровальных материалов в фильтрах со струйной продувкой применяют обычно плотные ткани и войлоки.

Применение плотных (многослойных) тканей в сочетании с интенсивной регенерацией позволяет принимать в этих фильтрах нагрузки на ткань в несколько раз более высокие, чем в фильтрах других типов — от 3 до 10 $м^3/(м^2 \cdot мин)$. Наибольшие величины нагрузок относятся к фильтрации газов с низкой входной запыленностью (до 0,5 $г/м^3$), для которых применение фильтров этого типа особенно эффективно.

Фильтры с обратной продувкой через подвижное сопло. Подвижные системы применяют для обратной продувки фильтров с жесткокаркасными элементами. На рис. 14.14 показан фильтр с плоскими элементами. Очищаемый газ подается в верхнюю часть камеры запыленного газа и фильтруется через ткань снаружи внутрь элемента. Очищенный газ собирается в камере чистого газа, размещенной сбоку фильтра и выводится из аппарата.

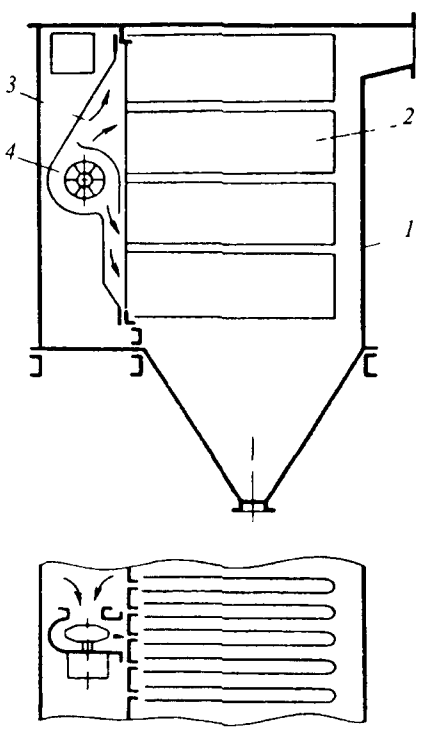


Рис. 14.14. Фильтр с обратной продувкой через подвижное сопло с плоскими фильтрующими элементами.
1 — корпус, *2* — фильтрующий элемент; *3* — передвижное продувочное устройство; *4* — обдувочный вентилятор

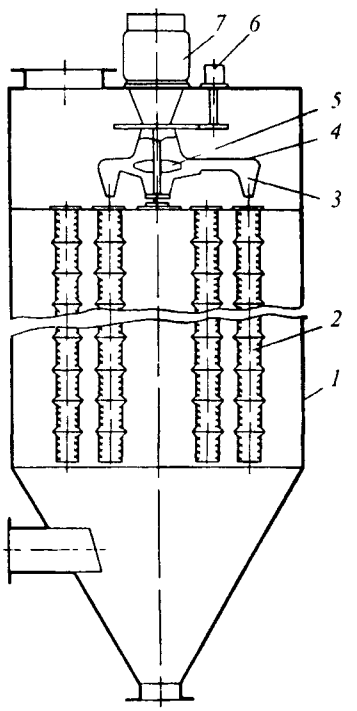


Рис. 14.15. Фильтр с вращающимся соплом:
1 — корпус; *2* — рукав; *3* — сопла; *4* — полый рычаг; *5* — обдувочный вентилятор; *6* — привод продувочного устройства; *7* — привод вентилятора

В камере чистого газа передвигается каретка, через которую продувочный воздух (или очищенный газ) нагнетается вентилятором в регенерируемые элементы. Перемещаясь вдоль фильтрующих элементов, каретка попеременно совмещается продувочным щелевым отверстием со щелевым отверстием выхода газа одного из фильтрующих элементов. При этом происходит обратная продувка этого элемента и очистка ткани от пыли. Чтобы выдуваемая с регенерируемого элемента пыль не осаждалась на соседних элементах, на каретке предусматриваются устройства для перекрытия выходных отверстий соседних фильтрующих элементов. Каретка передвигается с помощью цепной передачи, размещенной в камере чистого газа. Продувочный воздух (газ) подается через гибкий шланг от вентилятора или обдувочным вентилятором, установленным непосредственно на каретке. Обдувочный вентилятор засасывает газ непосредственно из коллектора чистого газа.

Аналогичная по принципу действия продувочная система применяется и в фильтрах с цилиндрическими жесткокаркасными рукавами (рис. 14.15). Очищаемый газ подается в нижнюю часть фильтра. В перегородке, отделяющей верхнюю часть фильтра (сборник очищенного газа) от нижней, размещены по концентрическим окружностям рукава. В сборнике очищенного газа вращается подвижный полый рычаг с соплами, ось его вращения совпадает с осью фильтра. Продувка рукавов происходит при совмещении сопел с выходными отверстиями рукавов. Для продувки используется очищенный газ, нагнетаемый в сопла через рычаг вентилятором, установленным в верхней части фильтра. Вместо вентилятора, в системе подвижного сопла иногда используют эжектор, засасывающий очищенный газ в сопло подачей вторичного сжатого воздуха.

14.6.3. ФИЛЬТРУЮЩИЕ ЭЛЕМЕНТЫ

– БЕСКАРКАСНЫЕ РУКАВА

Простейшая форма размещения фильтровальных материалов — бескаркасные цилиндрические рукава. Подлежащий очистке газ подается внутрь рукава и фильтруется через ткань, что обеспечивает сохранение цилиндрической формы рукава в процессе фильтрации (рис. 14.16). При регенерации обратной продувкой такие рукава несколько сплющиваются, что не мешает, однако, регенерации, если ткань хорошо натянута. При слабом натяжении рукава или весьма интенсивной обратной про-

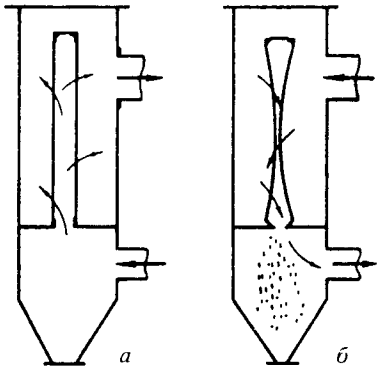


Рис. 14.16. Бескаркасный фильтрующий элемент:
а — при фильтрации; *б* — при регенерации

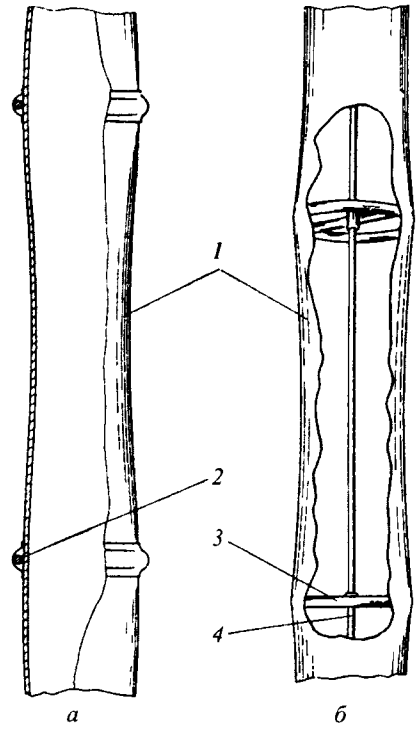


Рис. 14.17. Армированный рукав:
а — *с* вшитыми кольцами; *б* — с гибким каркасом; *1*— ткань; *2* — вшивное кольцо; *3* — распорное кольцо; *4* — гибкий трос

дувке, рукав может очень сильно сплющиться, тогда процесс регенерации затрудняется, так как уловленная пыль не проходит в бункер аппарата.

В ряде случаев рукав армируют, вшивая в него через определенные промежутки кольца жесткости или устанавливая внутрь рукава гибкий каркас, состоящий из троса с закрепленными на нем кольцами (рис. 14.17).

Рукав, армированный вшитыми в ткань кольцами, лучше работает не только при регенерации, но и при фильтрации, так как кольца жесткости препятствуют чрезмерному раздутию ткани и ее преждевременному износу. Однако заделка колец является дополнительной операцией при изготовлении рукавов, в связи с чем их применяют только в случае необходимости, например в рукавах большой высоты.

Запыленный газ может подводиться в рукав снизу (рис. 14.16). При этом верхний конец рукава закрывается глухой крышкой (колпаком). В последнее время все чаще применяют рукава, открытые с двух сторон (рис. 14.18). Очищаемый газ может подаваться в такие рукава сверху (рис. 14.18, *а*) или с двух сторон (рис. 14.18, *б*).

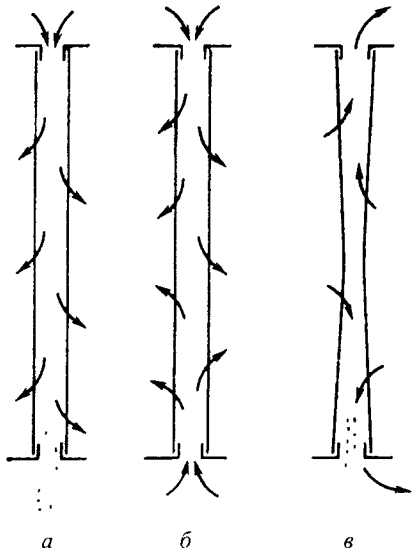


Рис. 14.18. Рукава, открытые с двух сторон: *а* — при фильтрации с верхним подводом; *б* — при фильтрации с двусторонним подводом; *в* — при регенерации

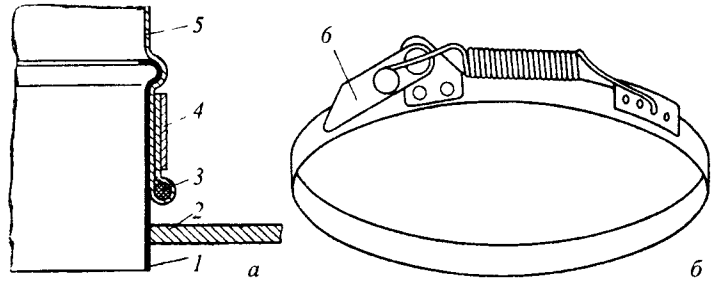


Рис.14.19. Узел крепления рукава с хомутом: *а* — узел крепления в разрезе; *б* — хомут; *1*— патрубок; *2* — перегородка; *3* — шнур; *4* — хомут; *5* — рукав; *6* — защелка

Для обеспечения нормальной работы бескаркасных рукавов необходимо, чтобы при фильтрации ткань была хорошо натянута, поскольку ослабленные участки рукавов, на которых образуются складки, изнашиваются и рвутся. Во избежание вытягивания рукавов при эксплуатации в конструкцию фильтра вводят пружинные подвески (индивидуальные или для группы рукавов), позволяющие поддерживать натяжение рукавов постоянным.

Важное значение в конструкции рукава имеет узел крепления ткани к корпусу (рис. 14.19, *а* и *б*). Рукав должен быть хорошо подогнан по патрубку и надежно закреплен, так как пропуск неочищенного газа в местах крепления может значительно снизить эффективность фильтра.

В промышленности применяют рукава диаметром 125–135; 220 и 300 мм, при этом рукава большого диаметра (300 мм) используют, как правило, в фильтрах большой производительности, а также в фильтрах со струйной продувкой. Высоту рукавов (H) принимают в зависимости от их диаметра (d), причем обычно выдерживают соотношение $H < 40d$.

Размещение рукавов в фильтре обеспечивает возможность их осмотра и доступа к ним при замене. В секциях с небольшим количеством рукавов обслуживание производится, как правило, снаружи фильтра через люки в стенках корпуса. В больших секциях оставляют свободные проходы внутри

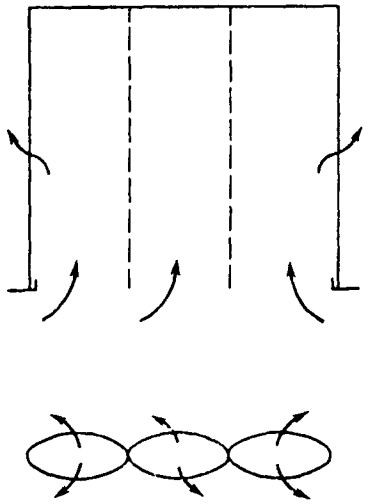


Рис. 14.20. Многорукавный фильтрующий элемент

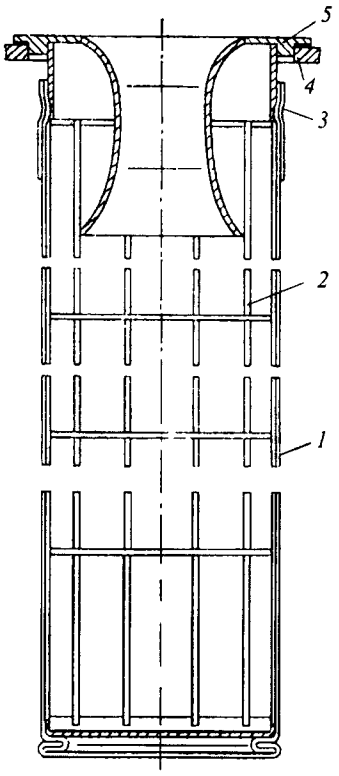


Рис. 14.21. Жесткокаркасный рукав фильтра с импульсной регенерацией:
1 — ткань; *2* — каркас; *3* — хомут; *4* — перегородка; *5* — фланец

фильтра между рукавами. Глубина обслуживания не должна превышать 500—800 мм, т.е. если обслуживание производится с одной стороны, то количество рядов рукавов диаметром 220 мм должно быть не более 2–3, а рукавов диаметром 125 мм — не более 3–4. При двустороннем обслуживании группы рукавов число рядов соответственно удваивается. Для обслуживания рукавов высотой более 2,5–3 м устраивают два уровня обслуживания: один для доступа к нижнему креплению, другой — к верхнему.

Наряду с цилиндрическими ограниченное применение имеют бескаркасные фильтрующие элементы других типов, например, многорукавный фильтрующий элемент (рис. 14.20). Он представляет собой два полотна, прострочeнные продольными швами в нескольких местах. Под давлением очищаемого газа, подаваемого внутрь элемента, ткань раздувается, образуя овальные каналы для прохода газа.

– ЖЕСТКОКАРКАСНЫЕ ЦИЛИНДРИЧЕСКИЕ ФИЛЬТРУЮЩИЕ ЭЛЕМЕНТЫ

Применяются при подаче фильтруемого газа снаружи внутрь элемента. Фильтрующий элемент представляет собой жесткий металлический каркас (обычно из проволоки), на который натянут и закреплен хомутами тканевый рукав, открытый, как правило, сверху (рис. 14.21). Каркас имеет фланец, которым элемент через прокладку (в ее качестве часто применяется фильтрующая ткань) крепится к плите. Возможны два варианта крепления:

а) фланец располагается над плитой; элемент вынимается вверх и над фильтром необходимо предусматривать пространство для его размещения;

б) фланец каркаса располагается под плитой; элемент вынимается вниз, что должно учитываться при размещении элементов и в конструкции корпуса.

– ЖЕСТКОКАРКАСНЫЕ НЕЦИЛИНДРИЧЕСКИЕ ФИЛЬТРУЮЩИЕ ЭЛЕМЕНТЫ

Для лучшего использования рабочего объема фильтра применяют плоские и клиновые фильтрующие элементы с каркасом для сохранения их формы. Подлежащий очистке газ подается снаружи

внутрь элемента. Элементы закрепляются в вертикальной перегородке, разделяющей камеры запыленного и чистого газа. По всему периметру примыкания каркаса к перегородке предусматривается уплотнение, предотвращающее переток газа. Каркас выполняют обычно из проволоки и на нем закрепляют фильтрующую ткань. Фильтры с плоскими фильтрующими элементами часто называют рамочными в отличие от фильтров с рукавами.

Кроме плоских и клиновых, используются фильтрующие элементы и более сложной формы [164]. Известны, например, жесткокаркасные элементы, каркас которых выполнен в виде "звездочки", обтянутой тканью. Сложность конструкции такого элемента вызывается специальными требованиями, если по условиям компоновки или способа регенерации необходимо сосредоточить всю фильтрующую поверхность в одном элементе.

В последнее время разрабатываются фильтры с уменьшенной трудоемкостью операции замены фильтровального материала. Это достигается использованием сложных жесткокаркасных фильтрующих элементов с большой единичной фильтрующей поверхностью каждого из них, а также применением устройств для извлечения этих элементов из фильтра.

14.6.4. ЭЛЕМЕНТЫ ПРОДУВОЧНЫХ СИСТЕМ

– ЗАПОРНЫЕ КЛАПАНЫ

Для переключения направления газовых потоков в секциях фильтра (во время продувки) на линиях очищаемого газа и продувочного воздуха устанавливают переключающие клапаны. В качестве их используют поворотные заслонки (рис. 14.22) или тарельчатые клапаны (рис. 14.23). Заслонки размещаются в корпусе с минимальным зазором или заклиниваются в нем при закрытии. В обоих случаях, однако, не достигается высокой степени герметичности при перекрытии патрубков, что ведет к перетокам в коллектор чистого газа продувочного воздуха и соответственно требует увеличения его расхода. Поворотные заслонки просты по конструкции, компактны, обладают быстродей-

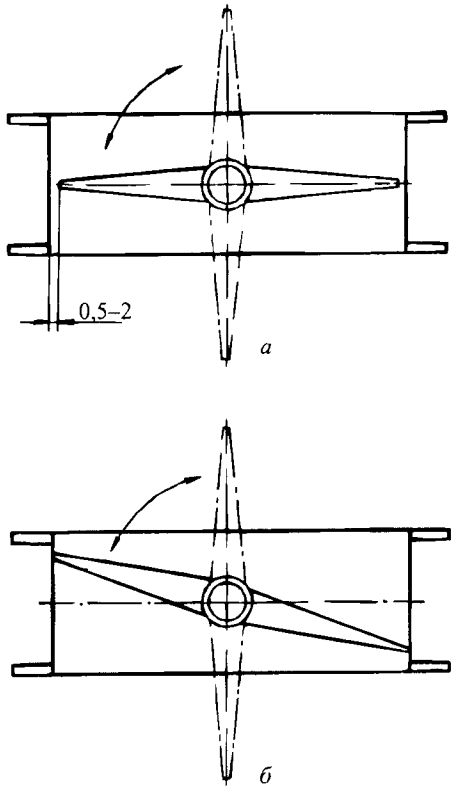


Рис. 14.22. Поворотные заслонки:
а — с зазором, *б* — с заклиниванием

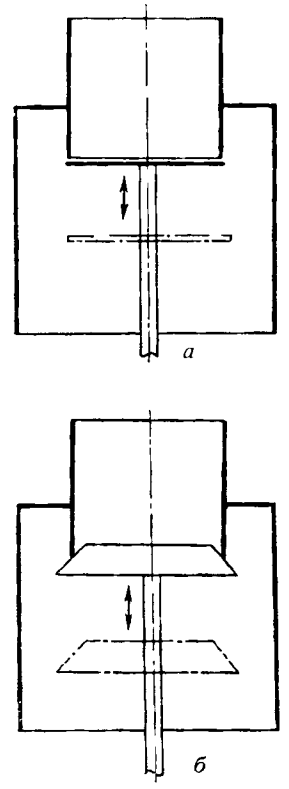


Рис. 14.23. Тарельчатые клапаны:
а — плоский; *б* — конический

ствием и низким гидравлическим сопротивлением при открытии. Тарельчатые клапаны более герметичны, однако имеют большие габариты.

Для привода заслонок иногда применяют рычажные механизмы, сблокированные между собой во всех секциях фильтра. Это решение часто используется при наличии в фильтре механизма встряхивания, кинематически связанного с рычажными механизмами клапанов. Большинство выпускаемых в настоящее время фильтров оборудовано индивидуальными приводами клапанов каждой секции — исполнительными электромеханизмами, электромагнитными или пневмоприводами. В фильтрах с комбинированной системой регенерации (обратная продувка и встряхивание) привод встряхивающих механизмов и привод клапанов связывают общей схемой автоматики,

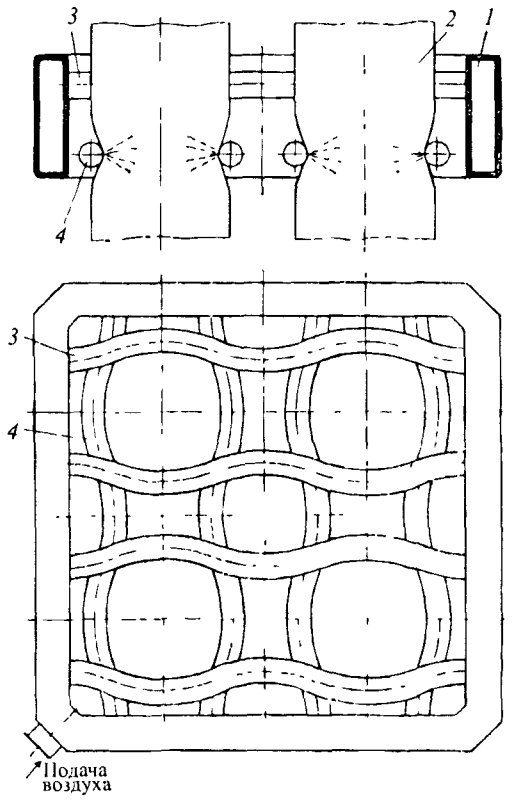
– УСТРОЙСТВА ИМПУЛЬСНОЙ ПРОДУВКИ

Система импульсной подачи сжатого воздуха на продувку фильтра оборудуется ресивером и быстродействующими клапанами, которые обеспечивают подачу воздуха из ресивера в сопла в течение короткого интервала времени (0,1–0,3 с). Ресивер необходим, чтобы предотвратить падение давления в системе. Важнейшим элементом системы является клапан, который должен многократно безотказно срабатывать в течение длительного срока. Для фильтров ФРКИ разработаны электромагнитные мембранные клапаны с улучшенной характеристикой. Система подачи сжатого воздуха управляется автоматически от командоаппарата типа ПУРФ (прибор управления рукавными фильтрами) подачей команд на электромагниты клапанов по заданной программе.

– УСТРОЙСТВА СТРУЙНОЙ ПРОДУВКИ

Конструкция системы продувки в фильтрах с обратной струйной продувкой сложна по сравнению с другими продувочными системами, поскольку в данном случае продувочное устройство должно перемещаться по всей высоте рукавов, что усложняет подачу продувочного воздуха и приводные устройства.

Продувочный воздух в каретку подают часто через гибкий шланг (см. рис. 14.13).



Используются и другие варианты подвода, например, с помощью телескопических соединений или через систему полых подвижных рычагов, соединенных между собой шарнирными уплотнениями [164].

Продувочная каретка представляет собой полую раму, на которой закреплены продувочные кольца. Воздух, подводимый к каретке по ее внутренней полости, распределяется по кольцам, форма и конструкция которых имеет важное значение. Применение продувочных колец, например, в виде кольцевых труб вызывает сильный износ рукавов.

Хорошие результаты дает применение кареток с гнутыми трубами (рис. 14.24). Трубы охватывают рукав на двух уровнях, причем линии примыкания труб нижнего уровня к рукаву смещены на 90° по отношению к трубам верхнего уровня, что обеспечивает равномерные условия регенерации по всему периметру рукава. Щели для про-

Рис. 14.24. Каретка фильтра со струйной продувкой:
1 — полая рама; *2* — рукав; *3* — трубы верхнего яруса; *4* — трубы нижнего яруса

дувочного воздуха выполнены на участках труб, соприкасающихся с рукавом. Трубы несколько сминают рукав, придавая ему форму эллипса, однако ткань рукава может свободно деформироваться в отличие, например, от конструкции с жесткими кольцами, которые сжимают рукав, образуя на нем складки. При деформации рукава гнутыми трубами разрушение пылевого слоя происходит при небольшом износе рукавов. Каретка передвигается механизмом, приводимым в действие от установленного вне камеры фильтра электродвигателя.

Во избежание перекосов, увеличивающих износ рукавов, каретки обычно снабжаются направляющими. В крайних положениях каретки останавливаются конечными выключателями.

В механизмах передвижения предусматриваются предохранительные устройства для предотвращения ударов каретки о корпус при обрывах тяговых органов или несрабатывании конечных выключателей (амортизаторы, ловители и т.п.). Скорость передвижения каретки принимают от 5 до 15 м/мин.

14.6.5. МЕХАНИЧЕСКИЕ УСТРОЙСТВА РЕГЕНЕРАЦИИ

– МЕХАНИЗМЫ ВЕРТИКАЛЬНОГО ВСТРЯХИВАНИЯ

Механизмы вертикального встряхивания выполняют с электромеханическим или пневматическим приводом.

В многосекционных фильтрах широко применяют в различных модификациях рычажно-кулачковый механизм (рис. 14.25), который обеспечивает попеременную продувку и встряхивание рукавов в каждой секции фильтра в течение определенного заданного цикла.

В состав механизма входят следующие основные узлы:

- привод, состоящий из электродвигателя и редуктора;
- приводной вал, на котором установлены кулачки встряхивания рукавов и кулачки переключения продувочных клапанов; передаточный механизм, обеспечивающий прерывистое движение распределительного вала;
- распределительный вал, управляющий попеременным включением в работу элементов встряхивания и переключения клапанов каждой секции;
- элементы встряхивания и переключения клапанов (по одному на каждую секцию);
- рычажные системы переключающих клапанов.

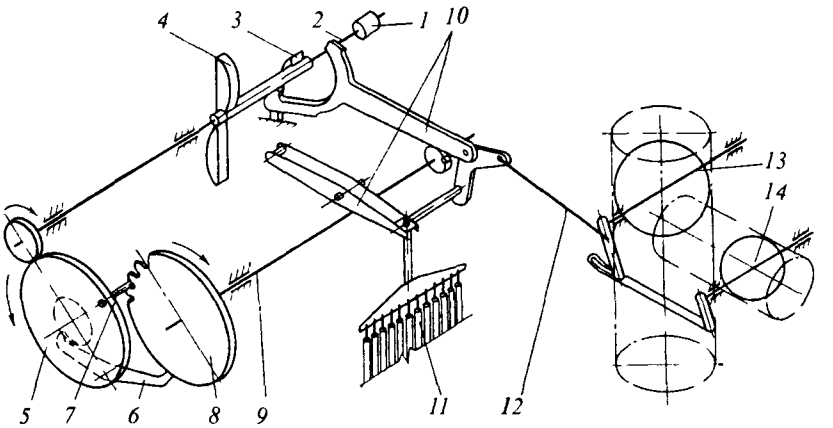


Рис. 14.25. Кинематическая схема механизма встряхивания рукавов многосекционного рукавного фильтра: *1* — привод; *2* — приводный вал; 3 — кулачок переключения клапанов; *4* — кулачок встряхивания; *5* — мальтийский механизм; *6* — собачка; *7* —поводок; *8* —цевочная передача; *9* — распределительный вал; *10* — элемент встряхивания и переключения клапанов одной из секций; *11* — рама подвеса рукавов; *12* — рычаг переключения клапанов; *13* — клапан очищенного газа; *14* — клапан продувки

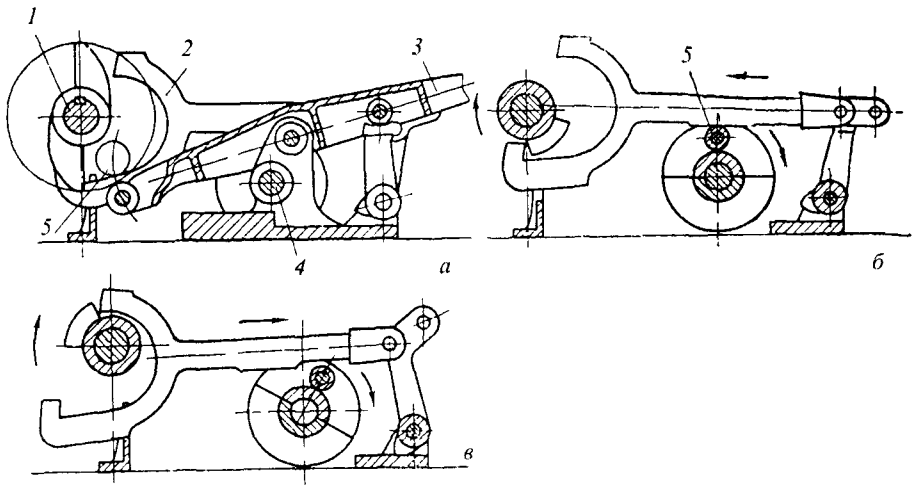


Рис. 14.26. Элемент встряхивания и переключения клапанов:
а — общий вид; *б, в* — положение механизма в момент начала переключения клапанов на продувку и на фильтрацию; *1* — приводной вал; *2* — вилка рычажного механизма; *3* — коромысло встряхивания; *4* — распределительный вал; *5* — положение ролика коромысла при встряхивании рукавов; *6* — ролик распределительного вала

Механизм работает следующим образом. Вращение от привода через приводной вал и зубчатую передачу передается на роликовый поводок передаточного механизма. Поводок, зацепляясь с цевочной шестерней, закрепленной на распределительном валу, производит поворот вала на угол, равный углу между соседними зубьями цевочной шестерни. В результате поводок выходит из зацепления и распределительный вал затормаживается собачкой храповика, пока поводок не совершит полного оборота и не войдет в зацепление со следующим зубом цевочной шестерни.

Число зубьев на цевочной шестерне соответствует числу секций в фильтре, поэтому один оборот распределительного вала обеспечивает полный цикл встряхивания рукавов фильтра. На распределительном валу со смещением один относительно другого на равный угол установлены ролики элементов встряхивания каждой секции. При повороте распределительного вала, устанавливающем ролик в крайнее верхнее положение, поднимается вилка рычажного механизма клапанов и кулачком приводного вала переводится в крайнее левое положение, переключая клапаны в секции на положение обратной продувки. Одновременно, при переводе вилки в крайнее левое положение связанное с ним коромысло механизма встряхивания (см. рис. 14.26) входит своим концом в зацепление с кулачками встряхивания приводного вала. Кулачки, нажимая на один конец этого коромысла, поднимают раму с рукавами и сбрасывают их в нижнее положение, благодаря чему осуществляется их встряхивание. За время зацепления коромысла с кулачком производится несколько (3–4) встряхиваний рукавов, после чего распределительный вал совершает очередной поворот и ролик уходит из крайнего верхнего положения. Вилка при этом опускается, и кулачки приводного вала переводят ее в крайнее правое положение, перекрывая продувочный клапан и открывая клапан очищенного газа. Одновременно коромысло выходит из зацепления с кулачком, и встряхивание в данной секции прекращается.

Механизмы подобного типа могут выполняться с отдельным приводом на секции [164]. Это, естественно, значительно увеличивает количество электроприводов и требует введения электрической схемы автоматики, управляющей попеременным включением механизмов. Однако такое решение упрощает кинематическую схему и делает механизмы каждой секции независимыми друг от друга, что дает возможность отключать и ремонтировать секции или механизмы, не выключая из работы систему встряхивания. Введение электрической схемы автоматики позволяет также в широких пределах изменять параметры циклов регенерации.

Индивидуальный привод механизмов встряхивания каждой секции применен в фильтрах типа СМЦ-101 (рис. 14.27). В этом аппарате переключение продувочных клапанов осуществляется при

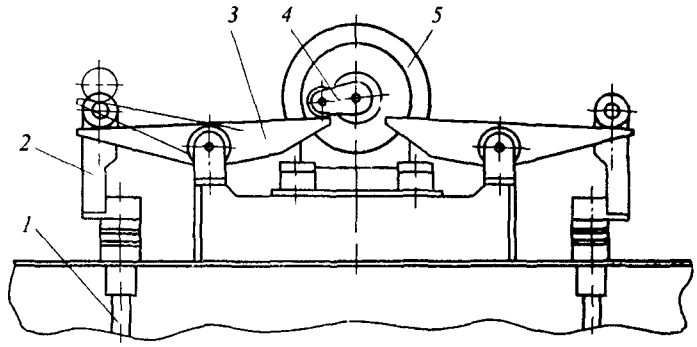


Рис. 14.27. Механизм встряхивания с индивидуальным приводом на секцию:
1 — тяга; *2*— подвеска; *3* — двуплечий рычаг; *4* — приводной рычаг; *5* —привод

помощи самостоятельного привода, поэтому механизм встряхивания кинематически с клапанами не связан и выполняет только одну функцию — встряхивание рукавов в секции. Это позволило значительно упростить механизм. Каждая секция фильтра разделена на две камеры, в которых размещены две группы рукавов, поэтому механизм обеспечивает независимое встряхивание любой из этих групп.

Поскольку для вертикального встряхивания рабочий орган механизма должен совершать линейное возвратно-поступательное движение, вместо электромеханического привода удобнее использовать пневмопривод.

Преимущества механизмов с пневмоприводом: простота, возможность автоматизации системы с широким диапазоном изменения параметров циклов регенерации, а также взрывобезопасность.

Для осуществления встряхивания рукавов в каждой секции фильтра устанавливают один или несколько пневмоприводов (в зависимости от числа рукавов в секции и мощности привода).

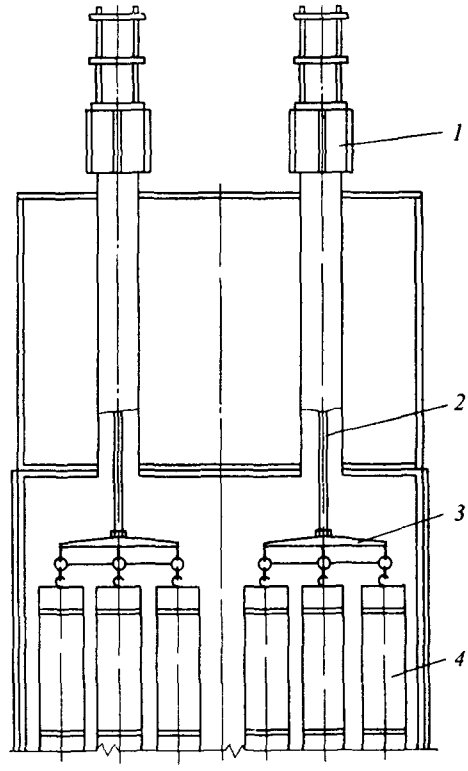


Рис. 14.28. Устройство встряхивания рукавов с пневмоприводом (фильтр **УРФМ**):
1 — пневмопривод; *2* — шток; *3* — рама подвеса; *4* — рукав

Встряхивание рукавов с помощью пневмоприводов применено в фильтре УРФМ (рис. 14.28). В каждой секции этого аппарата размещены 42 рукава диаметром 220 мм и высотой 4000 мм, разделенные на две группы. Рама, на которую подвешен 21 рукав, соединена со штоком пневмопривода. Под воздействием сжатого воздуха, подаваемого в полости пневмоцилиндров, рама с рукавами поднимается и опускается. Воздух подается в пневмоцилиндры через клапаны, управляемые с помощью общей схемы автоматики, которая одновременно управляет и переключениями клапанов системы продувки фильтра. За один цикл регенерации встряхивание рукавов осуществляется несколько раз.

– МЕХАНИЗМЫ КАЧАНИЯ РУКАВОВ

Качание (горизонтальное встряхивание) рукавов в фильтрах производится без ослабления их натяжения. Верхняя рама, к которой подвешены рукава, совершает горизонтальные перемещения со сравнительно высокой скоростью (100–300 циклов в минуту) и небольшой амплитудой перемещения (30–50 мм). Механизм для осуществления этого движения состоит из эксцентрикового вала и системы рычагов с шарнирами (рис. 14.29). Вращение на эксцентриковый вал передается от электродвигателя через понижающую число оборотов передачу с небольшим передаточным отношением, например через клиноременную передачу.

– МЕХАНИЗМЫ ВРАЩЕНИЯ РУКАВОВ

При регенерации вращением рукава поворачиваются на заданный угол вокруг вертикальной оси и затем возвращаются в исходное положение. В нижней части рукава закрепляются в решетке, как обычно, а оси, закрепленные на их верхних колпаках, устанавливаются в верхней раме во втулках с возможностью поворота. Привод устанавливается на крышке фильтра, и вертикальный приводной вал через уплотнение проходит внутрь камеры, где расположен передаточный механизм, осуществляющий передачу вращения с приводного вала на оси рукавов (рис. 14.30).

– ВИБРАЦИОННЫЕ МЕХАНИЗМЫ

Вибрационные механизмы и системы для регенерации рукавов весьма разнообразны по конструкции элементов, передающих вибрацию на фильтровальный материал, и по типу привода, возбуждающего колебания.

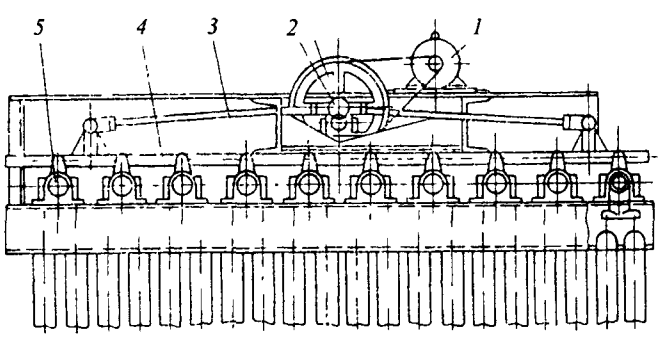


Рис. 14.29. Механизм качания рукавов:
1 — привод; *2* — вал с эксцентриками; *3* — тяга; *4* — коромысло; *5* — вал подвеса рукавов

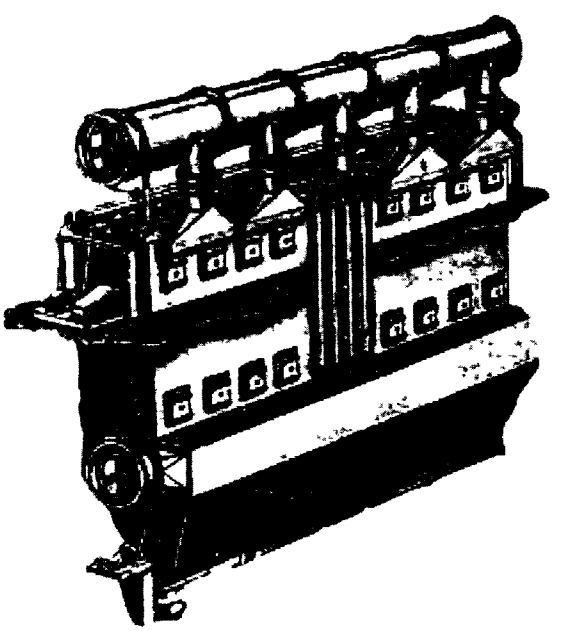


Рис. 14.30. Фильтр с регенерацией рукавов кручением

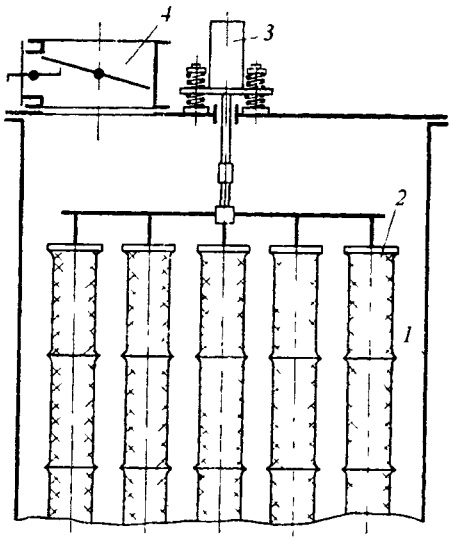


Рис. 14.31. Виброфильтр:
1 — корпус; *2* — рукав; *3* — вибратор; *4* — распределительный клапан

Вибрация может передаваться на бескаркасные фильтрующие элементы через соединенную с вибратором раму. Рукава должны быть постоянно натянуты. В другом типе фильтров с вибрационными механизмами применены жесткокаркасные элементы, в которых вибрация передается на ткань через жесткий каркас, соединенный с вибратором.

Для создания колебаний используют вибраторы: электромагнитные, электромеханические с вращающимся дисбалансированным ротором, пневмовибраторы. В некоторых случаях вибрация создается ударами по раме фильтра, к которой подвешиваются рукава.

Пример фильтра с вибрационным механизмом приведен на рис. 14.31.

14.7. СЕРИЙНО ВЫПУСКАЕМЫЕ ПРОМЫШЛЕННЫЕ РУКАВНЫЕ ФИЛЬТРЫ И ИХ ХАРАКТЕРИСТИКИ [165]

14.7.1. РУКАВНЫЕ ФИЛЬТРЫ ТИПА ФРКИ

Фильтры типа ФРКИ (фильтр рукавный каркасный, импульсный) общепромышленного применения предназначены для улавливания пыли в различных металлургических переделах, а также в других отраслях промышленности. Применяются в условиях сред, не являющихся токсичными, пожаро- или взрывоопасными, для очистки сравнительно небольших объемов газа (максимальная фильтрующая поверхность 360 м^2) при температуре очищаемого газа не выше 130°С (рис. 14.32, табл. 14.7).

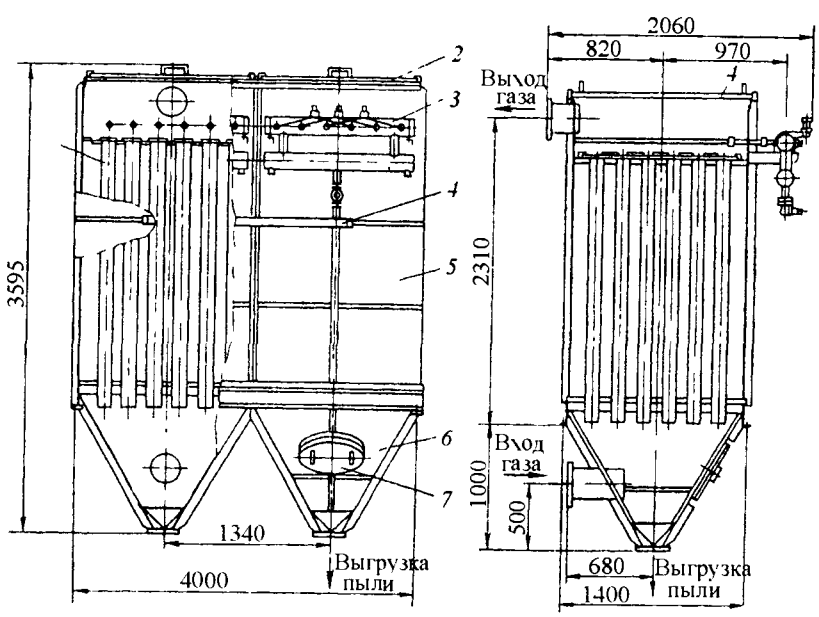


Рис. 14.32. Фильтр ФРКИ (однорядный):
1 — рукав; *2* — крышка; *3* — клапанная секция; *4* — коллектор; 5 — корпус; *6* — бункер; *7* — люк

Таблица 14.7

Техническая характеристика фильтров с импульсной регенерацией

Тип фильтра	Площадь фильтрующей поверхности, $м^2$	Число секций	Высота рукава	Гидравлическое сопротивление, кПа	Расход продувочного воздуха**, $м^3/ч$	Габаритные размеры, м		
						L	*B*	*H*
ФРКИ-30	30	1	2	1,2–2,0	10	1,46	2,06	3,60
ФРКИ-60	60	2	2	1,2–2,0	20	2,82	2,06	3,60
ФРКИ-90	90	3	2	1,2–2,0	30	4,14	2,06	3,60
ФРКИ-180	180	4	3	1,2–2,0	60	5,48	2,06	4,60
ФРКИ-360	360	8	3	1,2–2,0	120	5,85	4,37	4,90
ФРКДИ-550	550	6	6	1,8	150	4,94	4,34	9,18
ФРКДИ-720	720	8	6	1,8	200	6,28	4,34	9,18
ФРКДИ-1100	1100	12	6	1,8	300	8,96	4,34	9,18

* Диаметр рукава 0,135 м; давление продувочного воздуха 0,6 МПа.
** При нормальных условиях.

В корпусе фильтра размещаются жесткокаркасные фильтрующие элементы диаметром 135 мм и высотой 2–3 м. Фильтрующие элементы закреплены своим верхним концом в перегородке. Фильтруемый газ подается в нижнюю часть фильтра и фильтруется снаружи внутрь рукава. Пройдя фильтрацию, газ выходит в верхнюю камеру чистого газа. Регенерация осуществляется импульсами сжатого воздуха давлением 0,6 МПа длительностью 0,1–0,2 с. Подача импульсов обеспечивается электромагнитными клапанами при помощи системы автоматики. Применяемые фильтровальные материалы: лавсановая ткань или иглопробивной войлок.

Фильтры ФРКИ предназначены для эксплуатации в отапливаемом помещении.

14.7.2. РУКАВНЫЕ ФИЛЬТРЫ ТИПА ФРКДИ

Фильтры типа ФРКДИ (фильтр рукавный, каркасный с двухсторонней импульсной продувкой), как и фильтры ФРКИ, являются фильтрами общепромышленного применения. Выпускаются с площадью фильтрующей поверхности от 550 до 1100 $м^2$, т. е. большей единичной производительности, чем фильтры ФРКИ. Применяются в условиях сред, не являющихся токсичными, пожаро- или взрывоопасными, при температуре до 130°С (рис. 14.33, табл. 14.7).

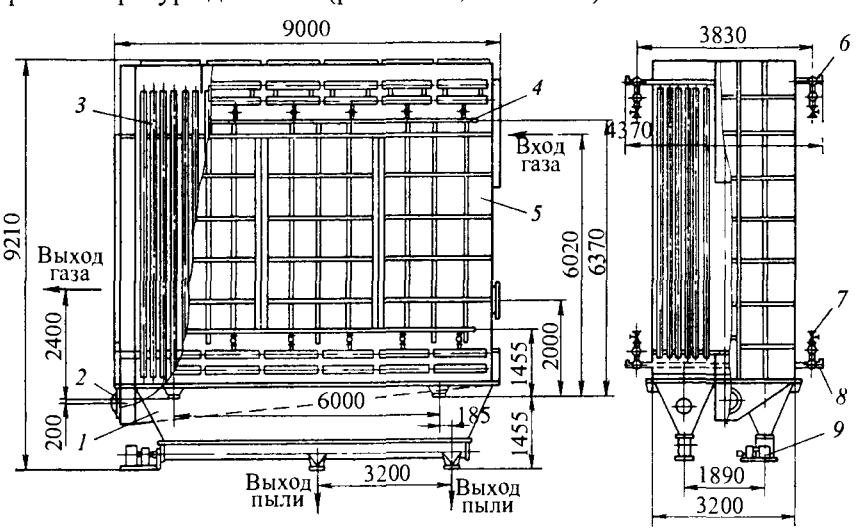


Рис. 14.33. Фильтр ФРКДИ:
1 — бункерная часть корпуса; *2* — люк; *3* — рукав; *4* — коллектор; 5 — корпус; *6* — клапанная секция; 7 — фланцевый вентиль D_y 50; *8* — клапанная секция; *9* — винтовой транспортер

Особенность фильтров ФРКДИ — двусторонняя подача импульсов сжатого воздуха в рукав при регенерации. Соответственно высота жесткокаркасных рукавов увеличена до 6 м при диаметре их 135 мм. Помимо верхней сборной камеры очищенного газа, к которой прикрепляются верхние концы рукавов, в нижней части фильтра над бункером имеется система сборных коллекторов очищенного газа, к которым крепятся нижние концы рукавов.

Остальные характеристики аналогичны фильтрам ФРКИ: давление сжатого воздуха — 0,6 МПа; длительность импульса — 0,1–0,2 с; фильтровальные материалы — лавсановая ткань или иглопробивной войлок.

Фильтры ФРКДИ предназначены для эксплуатации в отапливаемом помещении.

14.7.3. РУКАВНЫЕ ФИЛЬТРЫ ТИПА ФРО

Фильтры типа ФРО (фильтры рукавные с обратной продувкой) предназначены для очистки больших объемов газов в черной металлургии (в частности, очистка газов большегрузных электроста-

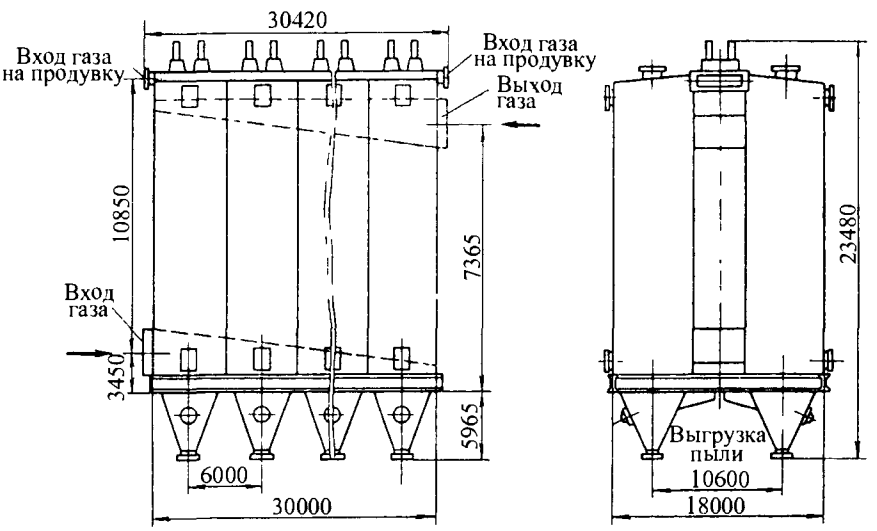


Рис. 14.34. Фильтр ФРО

Таблица 14.8

Техническая характеристика фильтров с обратной продувкой типа ФРО, УРФМ И СМЦ

Тип фильтра	Площадь фильтрующей поверхности, м^2	Число секций	Диаметр рукава, м	Высота рукава, м	Гидравлическое сопротивление, кПа	Габаритные размеры, м		
						L	B	*H*
ФРО-2400	2400	12	0,2	8,0	2–3	9,60	6,81	16,75
ФРО-6000	6000	12	0,2	10,0	2–3	18,60	9,81	18,36
ФРО-20000	20000	10	0,3	10,0	2–3	30,42	18,80	23.48
УРФМ-ИМ	2300	20	0,22	4,1	0,7–1,5	23,00	4,80	13,08
УРФМ-И1	1 610	14	0,22	4,1	0,7–1,5	16,10	4,80	13,08
СМЦ-101А*, 1 габарит	55	2**	0,2	2,45	1,9	1,71	3,17	5,70
СМЦ-101А*, 2 габарит	115	2**	0,2	5,10	1,9	1,71	3,17	8,94
СМЦ-101 А*, 3 габарит	205	2**	0,2	9,10	1,9	1,71	3,17	13,76

* Для фильтров СМЦ-101А приведены характеристики для одной секции.
** Число камер в секции.

Продолжение табл. 14.8

Тип фильтра	Площадь фильтрующей поверхности, м^2	Количество рукавов	Количество секций	Высота рукава, м	Диаметр рукава, мм	Габаритные размеры			Масса, т
						L	*B*	*H*	
ФРО-1250-1	1266	252	6	8	200	5,10	6,84	13,77	37,8
ФРО-1650-1	1688	336	8	8	200	6,60	6,84	13,77	50,4
ФРО-2500-1	2530	504	12	8	200	9,6	6,84	13,77	75,6
ФРО-4100-2	4104	432	8	10	300	12,6	9,84	16,20	108,5
ФРО-5100-2	5130	540	10	10	300	15,6	9,84	16,20	136,0
ФРО-6000-2	6156	648	12	10	300	18,6	9,84	16,20	162,8
ФРО-7000-2	7182	756	14	10	300	21,6	9,84	16,20	190,0
ФРО-8000-2	8208	864	16	10	300	24,6	9,84	16,20	217,0
ФРО-20000-3	20520	2160	10	10	300	30,4	21,0	22,64	540,0
ФРО-24000-3	24624	2592	12	10	300	36,4	21,0	22,64	650,0

леплавильных печей), в цветной металлургии (очистка вентиляционных газов цехов электролиза алюминия), а также в других отраслях промышленности (рис. 14.34, табл. 14.8)

Температура очищаемого газа при использовании рукавов из лавсановой ткани — до 130°С, при использовании стеклоткани — до 230°С.

Фильтры ФРО представляют собой многосекционные аппараты с бескаркасными рукавами, подвешенными в верхней части к опорным рамам и закрепленными внизу своими открытыми концами в перегородке. Диаметр рукавов 200 и 300 мм, высота соответственно 8 и 10 м. Газ подается в нижнюю часть фильтра, проходит во внутреннюю часть рукава и фильтруется изнутри наружу рукава. Регенерация осуществляется посекционной обратной продувкой. Переключение газовых потоков в фильтре производится с помощью тарельчатых клапанов с пневмоприводом по заданной программе.

14.7.4. РУКАВНЫЕ ФИЛЬТРЫ ТИПА УРФМ

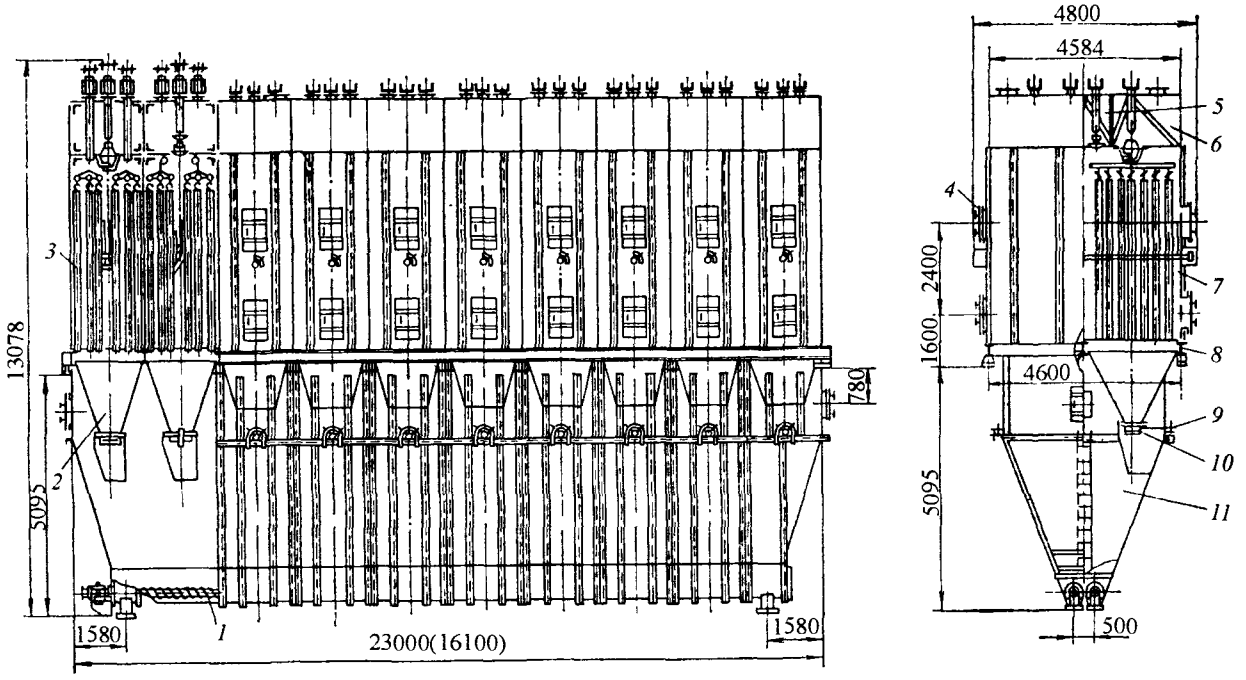


Рис. 14.35. Фильтр УРФМ:
1 — шнек; *2* — бункер; *3* — рукав; *4* — лаз; *5* — коллектор продувочного воздуха; *6* — коллектор чистого газа; *7* — корпус; *8* — рама; *9* — узел управления дросселем; *10* — проходной чугунный дроссель; *11* — бункер

Рукавные фильтры типа УРФМ (укрупненный рукавный фильтр, модернизированный) предназначены для преимущественного применения в системах газоочистки предприятий цветной металлургии для улавливания пыли из технологических и вентиляционных газов (рис. 14.35, табл. 14.8).

Фильтры состоят из размещенных в прямоугольном корпусе бескаркасных рукавов диаметром 220 мм и высотой 4,02 м. Фильтрация газа изнутри рукава наружу. Фильтры разделены на секции. Регенерация ткани — комбинированная — посекционной обратной продувкой с одновременным механическим встряхиванием. Тарельчатые клапаны для переключения газовых потоков в фильтре и механизмы встряхивания работают от пневмопривода. Давление сжатого воздуха — 0,6 МПа.

Фильтровальные материалы — ткани ЦМ; нитрон, лавсан и оксалон (при 180 °С).

14.7.5. ФИЛЬТРЫ ТИПА СМЦ

Фильтры типа СМЦ предназначены преимущественно для очистки сухих технологических газов с температурой не более 140°С в промышленности строительных материалов (улавливание цементной пыли), но могут применяться и в других отраслях промышленности (см. табл. 14.8).

Многосекционные фильтры этого типа компонуются из стандартных секций типа СМЦ-101А или СМЦ-166Б. Особенность фильтров СМЦ — применение рукавов, открытых с двух сторон с верхней подачей в них очищаемого газа. Диаметр рукавов 200 мм. Каждая секция разделена на две изолированные камеры для проведения регенерации. Регенерация производится покамерной обратной продувкой (фильтры СМЦ-101А) или обратной продувкой сжатым воздухом давлением 0,3–0,6 МПа (фильтр СМЦ-166Б). В фильтрах СМЦ-101А предусмотрена возможность установки встряхивающего механизма для комбинированной регенерации. Секции фильтров типа СМЦ-101А выпускаются трех габаритов в зависимости от высоты рукавов (м): 2,5; 5; 9 и могут быть сгруппированы в сборки до четырех секций габарита 1 или до десяти секций габарита 2 или 3. Секции фильтров СМЦ-166Б состоят из рукавов высотой 2 м и могут быть сгруппированы в сборки до четырех секций в одном ряду.

Фильтровальный материал — лавсановая ткань.

14.7.6. РУКАВНЫЙ ФИЛЬТР РФСП-1580

Рукавный фильтр РФСП-1580 (рукавный фильтр со струйной продувкой, площадь фильтрующей поверхности 1580 м^2) предназначен для тонкой очистки вентиляционных газов и доочистки техно-

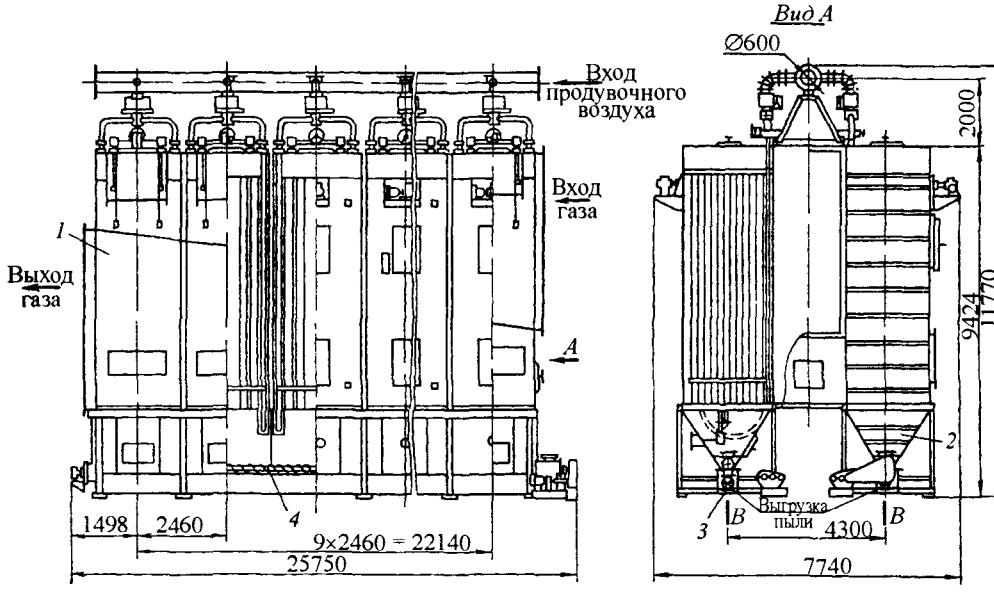


Рис. 14.36. Фильтр РФСП-1580:
1 — секция фильтра; *2* — бункер; *3* — шлюзовый затвор; *4* — шнековый транспортер

логических газов от пылей, обладающих повышенной токсичностью, в частности от свинецсодержащей пыли (рис. 14.36).

Фильтр состоит из 20 секций, расположенных в два ряда по 10 секций в ряду. Фильтрующие рукава диаметром 220 мм и высотой 5 м выполнены из двухслойной лавсановой ткани с начесом. Оба конца рукава открыты и заделаны соответственно в верхнюю и нижнюю перегородки. Очищаемый газ поступает в верхнюю камеру, откуда попадает внутрь рукавов и фильтруется наружу в камеру чистого газа. Пыль осаждается на внутренней поверхности рукавов и при регенерации транспортируется через нижний конец рукава в сборный бункер. Регенерация осуществляется по достижении заданного гидравлического сопротивления 2–2,5 кПа.

Фильтр применяется при низкой входной запыленности очищаемого газа 50–250 мг/м^3, но обеспечивает при этом очень тонкую очистку при высоких удельных газовых нагрузках до 5 м^3/(м^2·мин).

14.8. ЗЕРНИСТЫЕ ФИЛЬТРЫ [6]

Помимо фильтров в виде слоев волокон, тканей и нетканых материалов из волокон для фильтрации запыленных газов, хотя и значительно реже, но применяются и фильтры в виде слоев из зерен сферической или другой формы. Улавливание в них частиц пыли происходит в соответствии с описанными выше процессами.

Различают типы зернистых фильтров:

а) насыпные, в которых осаждающие элементы (гранулы, гравий, кокс, кольца Рашига и др.) не связаны жестко друг с другом; к этим фильтрам относятся: статические (неподвижные) слоевые фильтры; динамические (подвижные) слоевые фильтры с перемещением сыпучей среды; псевдоожиженные слои;

б) жесткие, в которых зерна прочно связаны друг с другом в неподвижную систему в результате спекания, прессования или склеивания. К этим фильтрам относятся: пористая керамика; пористые металлы; пористые пластмассы.

14.8.1. СЛОЕВЫЕ НАСЫПНЫЕ ЗЕРНИСТЫЕ ФИЛЬТРЫ

Эти фильтры используют для очистки запыленного воздуха (газов) систем пневмотранспорта от абразивной пыли с относительно крупными частицами и при повышенных температурах (400–500 °С).

Эффективность улавливания пыли в этих фильтрах растет с увеличением высоты слоя и уменьшением среднего диаметра его зерен.

Свойство сыпучести зернистых материалов используют для создания фильтров с движущейся средой и периодическим или непрерывным удалением из фильтра на регенерацию слоя зерен, забитого пылью. Обычно материал перемещается между сетками или жалюзийными решетками под действием сил гравитации. Регенерируют выгруженный материал от уловленной пыли в отдельном аппарате грохочением или промывкой в восходящем потоке воды зерен, находящихся в псевдоожиженном состоянии.

14.8.2. ЗЕРНИСТЫЕ ЖЕСТКИЕ ФИЛЬТРЫ

Для тонкой очистки горячих и агрессивных газов от пыли применяют керамические и металлокерамические зернистые жесткие фильтры с более высокой термо- и кислотостойкостью, чем ткани и нетканые фильтровальные материалы из натуральных и синтетических волокон.

Особенно перспективны металлокерамические фильтры, устойчиво работающие при температуре, близкой к 400 °С.

Существенные недостатки жестких фильтров по сравнению с тканевыми — их высокая стоимость, большое гидравлическое сопротивление и трудность регенерации. Последняя сокращает

срок их службы. Затруднения с регенерацией обусловлены глубоким проникновением высокодисперсных частиц пыли в поры, откуда они не удаляются. В результате остаточное сопротивление фильтров непрерывно увеличивается, что приводит к необходимости демонтировать фильтрующие элементы для промывки или очистки другими способами.

Жесткие зернистые фильтры редко применяют для установок большой производительности.

– МЕТАЛЛОКЕРАМИЧЕСКИЕ ФИЛЬТРЫ

Эти фильтры изготовляют прессованием или прокаткой с последующим спеканием при высокой температуре (800–1300 °С) из металлических порошков с частицами шарообразной формы с гладкой поверхностью или из порошков с частицами несферической формы и шероховатой поверхностью. Порошки изготовляют из низкоуглеродистых и нержавеющих сталей (12Х18Н9 и др.) и других металлов.

Металлокерамические фильтрующие материалы получают в виде цилиндров высотой 80–100 мм с толщиной стенок 2–5 мм, трубок разного диаметра, лент шириной 300–400 мм и листов больших размеров толщиной от 0,35 до 2,5 мм.

Фильтрующие элементы соединяют сваркой или спеканием в длинные трубы (до 2 м). Фильтрацию в металлокерамических цилиндрических трубах ведут снаружи внутрь. Регенерацию фильтрующих элементов ведут посекционно обратной продувкой сжатым воздухом, подаваемым внутрь секции при избыточном давлении около 200 кПа.

Сопротивление металлокерамического фильтра (рис. 14.37) перед регенерацией при улавливании пыли с медианным размером частиц 0,9 мкм составляет (при скорости фильтрации от 0,4 до 0,6 м/мин) от 2000 до 3000 Па. При этом достигается высокая эффективность улавливания пыли: 99,99 %.

Металлокерамические фильтры широко применяются для фильтрации жидкостей (пульп), но по причинам, изложенным выше (14.8.2), для фильтрации запыленных газов их использование ограничено.

– КЕРАМИЧЕСКИЕ ФИЛЬТРЫ

Эти фильтры (патроны, пластины, диски) получают спеканием отсортированных зерен шамота, кварцевого песка и других природных минералов до стекловидного состояния.

Керамические фильтры обладают невысокой прочностью; для ее повышения стенки патронов изготовляют значительной толщины (6–10 мм и больше), но при этом растет их гидравлическое сопротивление. Длина патронов обычно составляет от 0,5 до 1,2 м, диаметр от 50 до 80 мм; общая пористость от 35 до 55 %. Керамику обжигают при температуре от 900 до 1300 °С.

Патроны могут быть открытыми с обоих концов или с закрытым дном; их тем или иным способом закрепляют в трубной решетке (с помощью стяжных шпилек и др.).

Керамика химически стойка к воздействию многих химических агентов, кроме горячих щелочей, фосфорной и плавиковой кислот.

В табл. 14.9 приведены характеристики керамических фильтров для очистки воздуха и газов. Керамические фильтры работают со скоростью

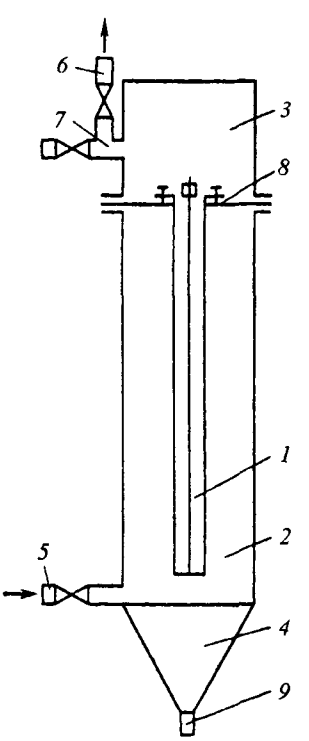


Рис. 14.37. Схема металлокерамического фильтра:
1 — фильтр; *2* — камера запыленного газа; *3* — камера чистого газа; *4* — бункер; *5* — штуцер входа; *6* — штуцер выхода чистого газа; *7* — штуцер продувочного воздуха; *8* — трубная решетка; *9* — выпуск пыли

Таблица 14.9

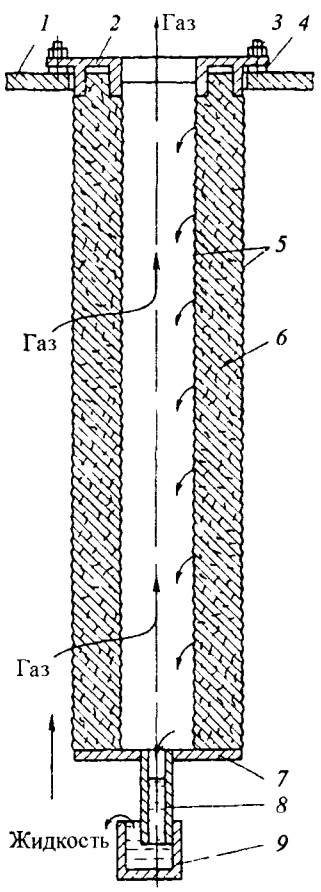
Характеристика фильтрующих керамических элементов и их назначение

Диаметр пор, мкм	Кажущаяся пористость, %	Предел прочности при сжатии, МПа	Типовые размеры керамических изделий, мм			Очищаемый аэрозоль
			наружный диаметр	внутренний диаметр	высота	
80±20	25–35	15	50±2	20±1	130±2	Воздух от пыли и частиц масла
80±10	30–40	15	50±1	30±1	760±3	Воздушно-аммиачная смесь
120±20	30–40	10	89±2	50±2	305±5	Газы от пыли адсорбентов
50±5	25–35	18	64±1 45±1 35±1	25±1 19±1 12±0,5	102±1 102±1	Кислород от графитовой пыли
1–2	30–50	30	40±1	37±1	319±3	Газы от тонкодисперсного кремнезема

фильтрации от 0,6 до 30 м/мин в зависимости от вида фильтров, концентрации и свойств пыли и давления в системе.

14.9. ВОЛОКНИСТЫЕ ФИЛЬТРЫ КАПЛЕ- И ТУМАНОУЛОВИТЕЛИ [6, 166]

В этих фильтрах используется принцип фильтрации на волокнах жидких частиц. Уловленная жидкость непрерывно выводится из фильтра. Механизмы процесса осаждения жидких частиц на волокнах не отличаются от улавливания твердых частиц — пыли. Отличительная особенность мокрых волокнистых фильтров состоит в коагуляции (коалесценции) осажденных на поверхности жидких частиц в крупные капли или пленку жидкости, которые удаляются из слоя под действием силы тяжести, увлечения газовым потоком или капиллярных сил. Обычно для этого не требуется какого-либо механического воздействия на фильтры, работающие в режиме саморегенерации с постоянным сопротивлением.



Недостаток мокрых волокнистых фильтров — возможность их зарастания твердыми частицами, содержащимися в тумане (при образовании нерастворимых солевых отложений $CaCO_3$, $CaSO_4$ и др.).

Мокрые фильтры подразделяют на низкоскоростные (скорость фильтрации ≤ 9 м/мин), работающие в диффузионном режиме осаждения на тонкие волокна, и высокоскоростные, работающие в инерционном режиме осаждения на грубые волокна и сетки.

14.9.1. НИЗКОСКОРОСТНЫЕ МОКРЫЕ ВОЛОКНИСТЫЕ ФИЛЬТРЫ

На рис. 14.38 показана конструкция низкоскоростного фильтрующего элемента, состоящего из двух соосно расположенных цилиндрических сеток из проволоки диаметром 3,2 мм, приваренных ко дну и входному патрубку — фланцу. Пространство между сетками заполнено

Рис. 14.38. Цилиндрический фильтрующий элемент:
1 — опорная перегородка; *2* — уплотняющий патрубок — фланец; *3* —стяжная шпилька; *4*— прокладка; *5* — сетки; *6* — стекловолокнистый слой; *7* — дно; *8* — трубка гидрозатвора; *9* — стакан

волокном. В дне элемента имеется гидрозатвор для перетока уловленной жидкости в корпус аппарата. К опорной перегородке корпуса элементы на прокладках крепятся шпильками и гайками. В одном корпусе монтируют от 5 до 100 элементов. Наиболее распространены элементы диаметром 450 мм и высотой 2,4 м.

Эффективность улавливания в описанных элементах до 99,99 % для частиц <3 мкм и до 100 % для частиц >3 мкм при гидравлическом сопротивлении 3800 Па. Фильтрующие слои в отечественных низкоскоростных фильтрах чаще всего состоят из набивки стекловолокном диаметром от 7 до 30 мкм, волокон лавсана, полипропилена и других полимеров диаметром от 12 до 40 мкм.

Толщина слоя составляет от 5 до 15см; скорость фильтрации от 3 до 12 м/мин. Гидравлическое сопротивление сухих фильтров — от 200 до 1000 Па, а в режиме самоочищения — от 1200 до 2500 Па. Плотность набивки для стекловолокна — от 60 до 150 кг/м^3, а для синтетических волокон ниже (в зависимости от плотности полимера).

14.9.2. ВЫСОКОСКОРОСТНЫЕ МОКРЫЕ ВОЛОКНИСТЫЕ ФИЛЬТРЫ

В этих фильтрах определяющим механизмом осаждения является инерционный, эффективность которого растет с увеличением скорости. Габариты высокоскоростных фильтров меньше, чем низкоскоростных. Высокоскоростные фильтры обычно состоят из отдельных элементов, в которых волокно уложено между двумя плоскими решетками (рис. 14.39).

Рекомендуемые скорости фильтрации составляют 120–150 м/мин при эффективности улавливания 98–99 % для частиц размером <3 мкм при гидравлическом сопротивлении 1500–2000 Па.

Для фильтрующих слоев наиболее пригодны иглопробивные нетканые полотна (войлоки), например, из полипропилена. Эти войлоки успешно применяют для улавливания туманов разбавленных и концентрированных кислот (например, H_2SO_4, HCl, HF) и крепких щелочей.

При брызгоуносе из слоя, что наблюдается при скорости фильтрации 100–150 м/мин, за фильтрами устанавливают сетчатые пакеты — брызгоуловители, набираемые из четырех плоских и трех гофрированных перфорированных винипластовых листов, чередующихся между собой. Высота гофр 8 мм, общая толщина пакета 15–20 мм. При скорости потока газов через них 150–180 м/мин сопротивление составляет 200–250 Па. Пакеты из винипласта применимы до 60–70 °С; при более высоких температурах используют полипропиленовые или лавсановые войлоки или пакеты из вязаных полипропиленовых или металлических сеток.

Разработано несколько типов конструкций фильтров, оснащаемых полипропиленовыми и лавсановыми иглопробивными материалами.

На рис. 14.40 показан фильтр с цилиндрическим фильтрующим элементом, установленным в слой уловленной кислоты. Слой кислоты находится в пространстве, образованном входящим внутрь

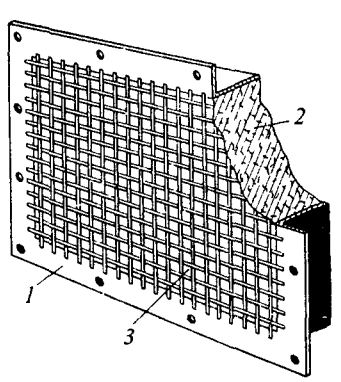


Рис. 14.39. Элемент высокоскоростного фильтра:
1 — короб с фланцем; *2* — стекловолокно; *3* — решетка

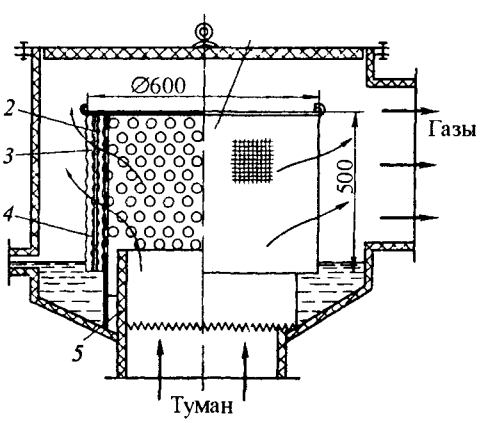


Рис.14.40. Волокнистый туманоуловитель:
1 — цилиндрический фильтрующий элемент; *2* — фильтрующий войлок; *3*, *4* — брызгоуловители, *5* — патрубок

элемента патрубком и стенками корпуса фильтра.

Фильтрующий элемент представляет перфорированный или решетчатый барабан с глухой крышкой. Соосно с ним установлен брызгоулавливающий элемент большего диаметра. На решетчатом барабане крепится пакет из винипластовых сеток или складчатый грубоволокнистый войлок толщиной 3–5 мм.

Газы вводятся в фильтр внутрь фильтрующего элемента и на его внешнюю поверхность.

Фильтры периодически промывают при очистке загрязненных туманов (например, серной кислотой).

14.9.3. ДВУХСТУПЕНЧАТЫЕ МОКРЫЕ ВОЛОКНИСТЫЕ ФИЛЬТРЫ

Известны два типа подобных установок. В установках первого типа в головном фильтре улавливаются крупные частицы, снижается концентрация тумана, а в некоторых установках одновременно задерживаются твердые взвешенные частицы, загрязняющие туман. Во втором фильтре улавливаются высокодисперсные частицы, прошедшие через головной фильтр.

В установках второго типа в первой ступени происходит агломерация частиц всех размеров. Уловленная жидкость выносится в виде крупных капель, поступающих в фильтр второй ступени. Обе ступени находятся в одном корпусе. Фильтр первой ступени работает при высокой скорости фильтрации.

14.9.4. СЕТОЧНЫЕ БРЫЗГОУЛОВИТЕЛИ

Эти брызгоуловители применяют для улавливания жидких частиц размером >5 мкм. Они состоят из пакетов вязаных металлических сеток трикотажного переплетения из проволок диаметром 0,2–0,3 мм. Материалом для них служат легированные стали, сплавы коррозионностойких металлов, фторопластовое моноволокно. Сетки гофрируют и укладывают на легкий каркас в пакеты толщиной 50–300 мм. На рис. 14.41 показан сеточный брызгоуловитель.

Захват капель жидкости происходит в результате инерционного столкновения и эффекта касания. Осажденные на проволоке капли образуют пленки, перемещающиеся к точкам перекрещивания проволок, где образуются уже крупные капли. Под действием силы тяжести эти капли преодолевают силы поверхностного натяжения и аэродинамического сопротивления восходящего потока газов и падают на нижние слои сеток.

Допустимая скорость газов в брызгоуловителях составляет 5–6 м/с.

14.10. РАСЧЕТ ТКАНЕВЫХ (РУКАВНЫХ) ФИЛЬТРОВ [167]

Расчет тканевых (рукавных) фильтров состоит в определении площади фильтрации, а затем, после выбора типоразмера устанавливаемых фильтров, — их числа.

Площадь фильтрации в основном зависит от количества (объема) фильтруемого запыленного газа (с учетом увеличения его объема в результате увлажнения и подсоса воздуха, ввода воздуха для обратной продувки и изменения объема газов при изменении температуры), а также гидравлического сопротивления фильтра, определяемого в основном сопротивлением запыленной ткани.

Скорость фильтрации $\varpi_ф$ выбирают по опытным данным (табл. 14.10) или рассчитывают по формуле (14.26). По этой же формуле находят гидравлическое сопротивление фильтра.

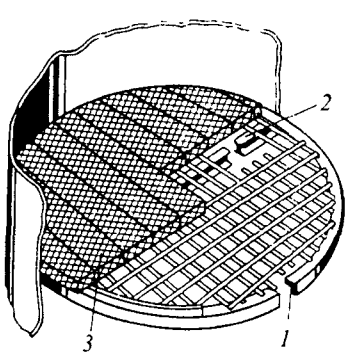


Рис. 14.41. Сеточный брызгоуловитель для аппаратов большого диаметра: *1* — опорное кольцо из уголка 75×75 мм; *2* — дополнительная опора; *3* — фильтрующий материал

Таблица 14.10

Эксплуатационные показатели установок рукавных фильтров в цветной металлургии

Источник очищаемых газов	Тип фильтра	Фильтровальный материал	Температура газов на входе в фильтр, °С	Запыленность газов, г/м*	Скорость фильтрации, м/мин	Гидравлическое сопротивление ткани, Па	Срок службы ткани, мес.
Металлургия цинка							
Вельц-печи	РФГ-5	ЦМ	90–100	10,0–36,0 / 0,01–0,10	1,4–0,8	690–880	3–9
“	РФГ-5	НЦМ	100–120	10,0–36,0 / 0,015–0,05	0,4–1,1	785–1370	5–8
“	РФГ-5	Лавсан арт. 86031	До ≤130	20,0–24,0 / 0,005–0,006	1,4	1275	10
Печь получения цинковых белил	УРФМ-1	Оксалон	До ≤200	9,7 / 0,009	0,25	1080	8
Металлургия свинца							
Шлаковозгоночные печи	УРФМ-2	НЦМ	105–120	8,00–9,00 / 0,02–0,15	0,8–1,2	1080–1760	5–8
	УРФМ-2	Оксалон	180	8,00–9,00 / 0,05–0,08	0,8–0,9	1565–1760	8
Агломерационные машины	РФГ-5	ЦМ	60–65	2,8–3,0 / 0,010	0,8	980	7
	РФГ-5	НЦМ	65–100	2,80–3,00 / 0,05–0,06	1,0	785–980	9–10
	РФГ-5	ЦМ	80–85	2,6–2,9 / 0,08	1,4	690	8
Шахтные печи	УРФМ-2	НЦМ	80–100	2,60–3,10 / 0,015–0,05	1,0–1,3	685–785	9
	РФГ-5	Нетканый лавсан, арт. 931505	80	2,60 / 0,013	1,1	980	9

* В числителе приведены данные по запыленности газов на входе в фильтр, а в знаменателе — на выходе.

14.10.1. РАСЧЕТ ФИЛЬТРОВ ПО СКОРОСТИ ФИЛЬТРАЦИИ $\varpi_ф$, ВЫБРАННОЙ ПО ОПЫТНЫМ ЭКСПЛУАТАЦИОННЫМ ДАННЫМ

Обозначим количество подлежащих фильтрации газов при рабочих условиях V (с учетом увлажнения и подсоса воздуха, ввода воздуха для обратной продувки).

Задавшись в соответствии с практикой эксплуатации скоростью фильтрации $\varpi_ф$ или рассчитав ее (см. ниже), находят необходимую площадь фильтрации: $F = V/60\varpi_ф$.

Затем выбирают определенный типоразмер рукавного фильтра с площадью фильтрации f, м^2, и определяют требуемое число фильтров $n = F/f$, так как n должно быть целым числом, его округляют в сторону увеличения числа фильтров.

14.10.2. РАСЧЕТ СКОРОСТИ ФИЛЬТРАЦИИ ПО ГИДРАВЛИЧЕСКОМУ СОПРОТИВЛЕНИЮ

Для расчета скорости фильтрации по гидравлическому сопротивлению используется формула А. С. Мандрико и И. Л. Пейсахова

$$\Delta p = \frac{817\mu\varpi_{\phi}^{2}(1-m)}{d^{2}m^{3}}\left[0{,}82\cdot10^{-6}d^{0{,}25}m_{т}^{3}(1-m)h_{0}^{2/3}+\frac{\varpi_{\phi}^{2}tz}{\rho}\right]. \qquad (14.26)$$

где μ — вязкость газа, Па·с; ϖ_{ϕ}^{2} — скорость газа, рассчитанная на всю площадь ткани (газовая нагрузка), м/с; d — средний размер частиц пыли (определенный методом воздухопроницаемости), м; m — пористость слоя пыли, доли; $m_{т}$ — пористость ткани, доли; ρ — плотность пыли, кг/м^3; z — запыленность газа, кг/м^3; t — время между регенерациями (период регенерации), с; h_0 — удельное гидравлическое сопротивление свежей (чистой) ткани, отнесенной к толщине, равной 1 м, при скорости воздуха 1 м/с, Па.

В табл. 14.11 даны примерные значения величин $m_{т}$ и h_0 для некоторых тканей.

Пористость слоя пыли в основном зависит от ее дисперсности и приближенно может быть определена из выражения

$$m = \varepsilon_{п} = 1 - 79d_{m}^{0{,}47}. \qquad (14.27)$$

Исходя из формулы (14.26) можно определить значение коэффициентов A и B в формуле (14.24):

$$A = 670\cdot10^{-6}(1-\varepsilon_{п})^{2}m_{т}^{3}h_{0}^{2/3}/d_{m}^{1{,}75}\varepsilon_{n}^{3};$$
$$B = 817(1-\varepsilon_{п})/d_{m}^{2}\varepsilon_{n}^{3}\rho_{ч}. \qquad (14.28)$$

При ориентировочных подсчетах коэффициенты A и B для различных пылей можно принимать по табл. 14.12.

При заданной величине оптимального перепада давления на фильтровальной перегородке $\Delta p_{опт}$ можно найти необходимую продолжительность периода между регенерациями $t_{ф}$. Количество пыли, накопленной на единице площади фильтра за время $t_{ф}$, приблизительно равно:

$$M_{1} = z_{1}\varpi_{ф}t_{ф}. \qquad (14.29)$$

Подставляя это значение в формулу (14.21), получим

Таблица 14.11

Значение $m_{т}$ и h_0

Ткань	$m_{т}$, доли	$h_0\cdot10^{-5}$, Па
Шерсть ЧШ, артикул 21	0,91–0,86	0,84
Рукав ЦМ, артикул 83	0,89	1,8
Нитрон НЦМ	0,83	1,8
Полифен	0,66	8,8

Таблица 14.12

Значения коэффициентов A и B для некоторых пылей (ткань — лавсан)

d_m, мкм	A, м$^{-1}$	B, м/кг	Вид пыли
10–20	$(1100–1500)\cdot10^{9}$	$(6{,}5–16)\cdot10^{9}$	Кварцевая, цементная
2,5–3	$(2300–2400)\cdot10^{6}$	$80\cdot10^{9}$	Сталеплавильная, возгонная
0,5–0,7	$(13000–15000)\cdot10^{6}$	$330\cdot10^{9}$	Кремниевая, возгонная

$$\Delta p_{\text{ф}} = \Delta p_1 + \Delta p_2 = \mu \varpi_{\text{ф}} (A + B z_1 \varpi_{\text{ф}} t_{\text{ф}}), \tag{14.30}$$

откуда следует, что

$$t_{\text{ф}} = \frac{(\Delta p_{\text{ф}} / \mu \varpi_{\text{ф}}) - A}{B \varpi_{\text{ф}} z_1}. \tag{14.31}$$

При повышении $\Delta p_{\text{ф}}$ вследствие неравномерности структуры пылевого слоя и ткани в отдельных местах происходят динамические пробои слоя, сопровождающиеся образованием трещин и каверн, в результате чего увеличивается вынос пыли и падает эффективность. При сокращении межрегенерационного периода и уменьшении $\Delta p_{\text{ф}}$ эффективность фильтра также падает из-за того, что значительную часть времени фильтр работает в условиях нарушенной целостности фильтрующего пылевого слоя. Таким образом, существует некоторая оптимальная продолжительность межрегенерационного периода, соответствующая максимальной эффективности работы фильтра, найти которую можно только экспериментально.

Упрощенно продолжительность периода фильтрования можно найти, задаваясь величиной переменного гидравлического сопротивления слоя пыли Δp_2. Для мелких пылей она не должна превышать 600–800 Па, а для крупных пылей с медианным размером частиц более 20 мкм 250–350 Па.

Общий объемный расход газа, проходящего через фильтр, V равен при регенерации обратной продувкой

$$V = V_1 + V_{\text{р}}, \tag{14.32}$$

где V_1 — объемный расход газа, подводимого к фильтру с учетом содержания водяных паров и присосов по тракту между технологическим агрегатом и фильтром при рабочих условиях, м³/ч; $V_{\text{р}}$ — объемный расход воздуха, подаваемого на обратную продувку и подмешивающегося к очищаемому газу; предварительно он может быть определен из выражения

$$V_{\text{р}}' = V_{\text{г}} n_{\text{р}} t_{\text{р}} / 3600; \tag{14.33}$$

здесь $t_{\text{р}}$ — время отключения секции на обратную продувку (обычно в пределах одной минуты); $n_{\text{р}}$ — количество регенераций в течение одного часа, определяемое по формуле

$$n_{\text{р}} = 3600/(t_{\text{ф}} + t_{\text{р}}) \tag{14.34}$$

Необходимую фильтрующую поверхность аппарата $F_{\text{ф}}'$ предварительно определяют из выражения

$$F_{\text{ф}}' = (V_{\text{г}} + V_{\text{р}}')/60 q_{\text{ф}}, \tag{14.35}$$

где $q_{\text{ф}}$ — удельная газовая нагрузка при фильтровании, м³/(м²·мин).

Выбор фильтра производится подбором в соответствии с данными каталога с запасом 10–15 %.

Фильтрующую поверхность, отключаемую на регенерацию в течение часа, находят по формуле

$$F_{\text{р}} = N_{\text{с}} F_{\text{с}} t_{\text{р}} n_{\text{р}} / 3600, \tag{14.36}$$

где $N_{\text{с}}$ — число секций; $F_{\text{с}}$ — фильтрующая поверхность секции, м². Далее в соответствии с выбранным фильтром уточняют расход воздуха, подаваемого на обратную продувку в течение часа:

$$V_{\text{р}} = \varpi_{\text{ф}} n_{\text{р}} t_{\text{р}} N_{\text{с}} F_{\text{с}}, \tag{14.37}$$

после чего находят окончательную площадь фильтрования

$$F_{\text{ф}} = \frac{V_{\text{г}} + V_{\text{р}}}{60 q_{\text{ф}}} + F_{\text{р}}. \tag{14.38}$$

Удельную газовую нагрузку ($q_{\text{ф}}'$, м^3/(м^2·мин), выбранного фильтра находят из выражения

$$q'_{\text{ф}} = \frac{V_{\text{г}} / 60 - F_{\text{с}} q_{\text{ф}}}{F_{\text{ф}} - F_{\text{с}}}; \tag{14.39}$$

$q_{\text{ф}}'$ должна быть близка к принятой расчетной газовой нагрузке $q_{\text{ф}}$.

Продолжительность периода фильтрования для любой секции фильтра $t_{\text{ф}}$ должна быть всегда больше суммарной продолжительности регенерации остальных секций $t_{\text{ф}} > (N_{\text{с}} - 1)t_{\text{р}}$.

При расчете фильтров, работающих с импульсной регенерацией, расход воздуха на регенерацию не превышает 0,2 % от расхода очищаемого газа и может не учитываться.

Глава 15.
ЭЛЕКТРОФИЛЬТРЫ

Теоретические основы электрической очистки газов приведены в гл. 3 и 6. Там же дана схема расчета эффективности электрофильтра при идеализированных условиях работы. По этой причине ниже рассмотрены, в основном, конструкции электрофильтров, описано сопутствующее им оборудование и даны некоторые рекомендации по эксплуатации.

15.1. КЛАССИФИКАЦИЯ И КОНСТРУКЦИИ ЭЛЕКТРОФИЛЬТРОВ

Электрофильтры можно классифицировать по многим признакам. По расположению зон зарядки и осаждения электрофильтры подразделяют на однозонные и двухзонные. В однозонных электрофильтрах зоны зарядки и осаждения совмещены, а в двухзонных коронирующие и осадительные электроды разделены и размещены в разных конструктивных зонах.

В соответствии с направлением движения газового потока фильтры подразделяют на горизонтальные и вертикальные. По форме осадительных электродов различают электрофильтры пластинчатые, трубчатые и иногда шестигранные. В зависимости от числа последовательно расположенных полей электрофильтры бывают однопольные и многопольные, а в зависимости от числа параллельно работающих секций — односекционные и многосекционные.

Вывод уловленной пыли из электрофильтра может осуществляться в сухом виде посредством встряхивания электродов и в мокром виде смывом водой. В соответствии с этим различают сухие и мокрые электрофильтры.

15.1.1. ЭЛЕМЕНТЫ КОНСТРУКЦИЙ ЭЛЕКТРОФИЛЬТРОВ

В зависимости от условий эксплуатации, состава, температуры, давления и влажности газов, физико-химических свойств пыли, требуемой степени очистки и т. д. создано много различных конструкций электрофильтров. Эти конструкции, часто значительно отличающиеся друг от друга, включают следующие основные элементы: корпус электрофильтра; узлы подвода, распределения и отвода очищаемых газов; электроды (коронирующие и осадительные); устройства для удаления уловленной пыли с электродов; изоляторные коробки — узлы для подачи на электроды высокого напряжения; устройства для сбора и вывода уловленной пыли из аппарата.

Корпус электрофильтра выполняют из листовой стали, бетона, кирпича и других материалов в зависимости от температуры и агрессивности газов. При необходимости корпус футеруют или снабжают наружной теплоизоляцией. Корпус может быть прямоугольным и цилиндрическим. В нем размещаются коронирующие и осадительные электроды и собирается уловленная пыль.

Подвод газов к электрофильтру и отвод из него должны обеспечивать равномерное распределение газов в аппарате. Сечение подводящих и отводящих газопроводов определяют исходя из скорости газа (около 20 м/с), исключающей осаждение пыли в газопроводе. При присоединении газопроводов к электрофильтру устанавливают диффузоры и конфузоры, необходимые для осуществления плавного перехода от скорости газа в газопроводе к значительно более низкой скорости газа в электрофильтре и обратно. При многосекционных электрофильтрах конструкция газопроводов должна позволять отключать отдельные секции. На входе газов в электрофильтр устанавливают специальные устройства, выравнивающие скорости газа в сечении электрофильтра: направляющие аппараты, распределительные решетки.

Основным технологическим элементом, решающим образом влияющим на работу электрофильтра, являются электроды (коронирующие и осадительные). Коронирующие электроды могут быть

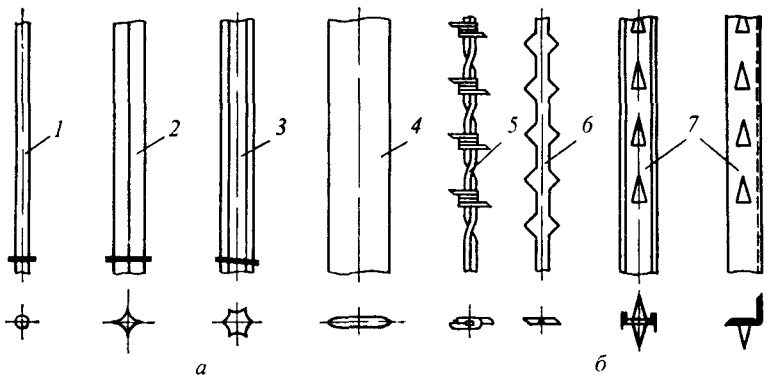


Рис. 15.1. Различные типы коронирующих электродов:
а — гладкие; *б* — с фиксированными точками разряда; *1* — круглого сечения; *2* — штыкового сечения; *3* — звездообразный; *4* — ленточный; *5* — колючая проволока; *6* — пилообразный; *7* — игольчатый

гладкими или иметь фиксированные точки разряда. Гладкие электроды могут быть круглого, квадратного, звездообразного или ленточного сечений (рис. 15.1). Коронирующие электроды с фиксированными точками разряда снабжены иглами, на которых и возникает коронный разряд. Меняя шаг игл и их высоту, можно получать определенное значение тока короны. Чаще всего применяют электроды из ленты со штампованными зубцами или шипами.

При расчете электрических параметров за радиус игольчатого коронирующего электрода рекомендуется принимать радиус провода, эквивалентного по вольтамперной характеристике игольчатому электроду и равного $R_1 \approx 0{,}3$ мм [168].

Осадительные электроды трубчатых электрофильтров чаще всего выполняют из труб круглого сечения диаметром 200–300 мм, длиной 3–5 м. Иногда применяют и трубы квадратного или шестиугольного сечений. Листовые пластинчатые осадительные электроды (рис. 15.2) применяют только в мокрых электрофильтрах, так как в сухих при удалении пыли с электродов встряхиванием они дают значительный вторичный унос. Прутковые электроды применяют в условиях высоких температур, так как они меньше подвержены короблению.

В целях снижения вторичного уноса применяют коробчатые и желобчатые осадительные электроды (рис. 15.3). Коробчатый осадительный электрод представляет собой двустенную коробку, в ко-

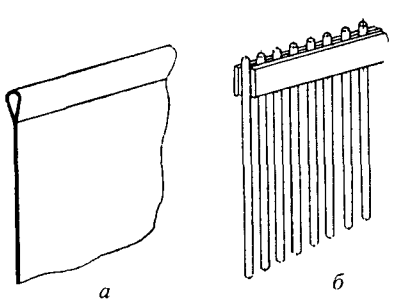


Рис. 15.2. Плоские осадительные электроды:
а — листовые; *б* — прутковые

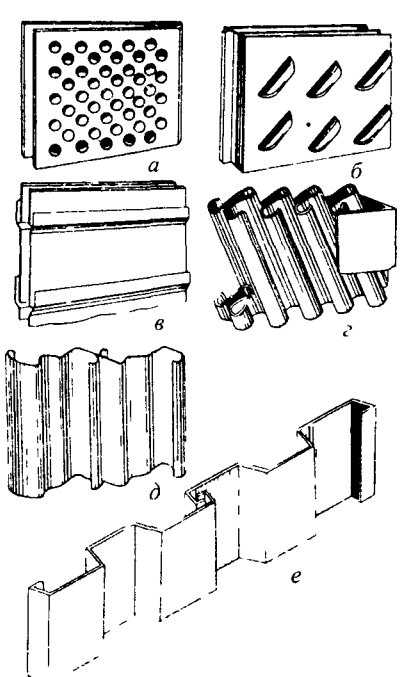


Рис. 15.3. Различные типы осадительных электродов сложного профиля:
а — перфорированные, *б* — карманные; *в* — тюльпанообразные; *г* — желобчатые, *д*, *е* — открытого профиля

торую направляется стряхиваемая с электродов пыль. Таким образом, пыль выводится из зоны движения газового потока и падает вниз внутри изолированной от потока коробки. Коробчатые электроды бывают карманными, перфорированными, тюльпанообразными. Общие недостатки коробчатых электродов—сложность изготовления, значительный расход металла.

На практике все шире применяют желобчатые электроды, которым в меньшей мере присущи недостатки коробчатых электродов. В этих конструкциях стряхиваемая с электродов пыль осыпается внутри застойных зон, отделенных от газового потока, вследствие чего вторичный унос также снижается. Хотя условия падения пыли не так идеальны, как в замкнутом пространстве коробки, желобчатые электроды эффективнее, так как в застойную зону электрода попадает значительно больше пыли, чем внутрь коробчатого электрода.

Желобчатые электроды бывают волнистые, U-образные, э-образные, с-образные, w-образные, т.е они отличаются друг от друга формой профиля. В России наибольшее распространение получили электроды открытого профиля (рис. 15.3, е), характеризующиеся относительной простотой изготовления, достаточной жесткостью и заметно меньшим расходом металла. Распределение пыли по поверхности для этих электродов значительно благоприятнее, чем, например, для перфорированных электродов, у которых внутрь коробки попадает не более 12 % осаждающейся на электроде пыли.

Пыль с электродов, как уже отмечалось, может удаляться сухим и мокрым способами. Сухое удаление пыли с электродов осуществляют встряхиванием, для чего используют различные системы. В России наибольшее распространение получили системы ударно-молоткового действия. В нижней части осадительные электроды связаны между собой полосой встряхивания (рис. 15.4). При вращении вала *3*, приводимого от специального электродвигателя, молоток *4* периодически ударяет по наковальне *5*, передающей удар полосе встряхивания и связанным с ней электродам. Молотки насажаны со смещением на 24° с тем, чтобы во избежание увеличения вторичного уноса не все электроды встряхивались одновременно.

Пружинно-кулачковый механизм встряхивания выполняет ту же задачу при помощи кулачка и пружины. Магнитно-импульсная система встряхивания основана на взаимодействии стального плунжера и электромагнитного поля. Вибрационная система встряхивания электродов работает при помощи вибраторов, устанавливаемых в определенных местах на конструкции электрофильтра. Основным недостатком, мешающим широкому распространению этого метода удаления пыли, является ускоренный усталостный износ конструкций электрофильтра.

Работа механизмов встряхивания значительно влияет на эффективность электрофильтра. Для каждого поля следует подбирать оптимальную программу включения механизмов встряхивания и интенсивности ударов. Поля следует встряхивать не одновременно, чтобы в последующем поле улавливался вторичный унос предыдущего.

В мокрых электрофильтрах удаление пыли осуществляется смывом ее водой с поверхности электродов. Смыв можно осуществлять непрерывно и периодически. В первом случае на поверхности осадительных электродов образуется непрерывно текущая пленка воды, которая и смывает осажда-

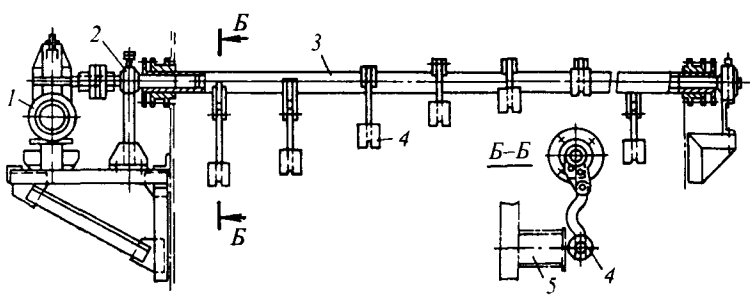


Рис. 15.4. Ударно-молотковый механизм встряхивания электродов:
1 — электропривод; *2* — подшипник; *3* — вал; *4* — молоток; *5* — наковальня

ющиеся частицы пыли; во втором случае смыв осуществляется при помощи периодически включающихся брызгал и форсунок, направляющих смывающую жидкость на поверхность электродов.

В изоляторных коробках размещены изоляторы, обеспечивающие подачу напряжения на коронирующие электроды. Изоляторы работают в тяжелых условиях: высокая температура, загрязненный газ, значительные механические усилия, особенно в моменты встряхивания коронирующих электродов. Вынос изоляторов из газового потока и размещение их в изоляторных коробках существенно облегчают условия их работы вследствие снижения рабочей температуры и предотвращения попадания на их поверхности пыли, вызывающей утечку тока и пробой.

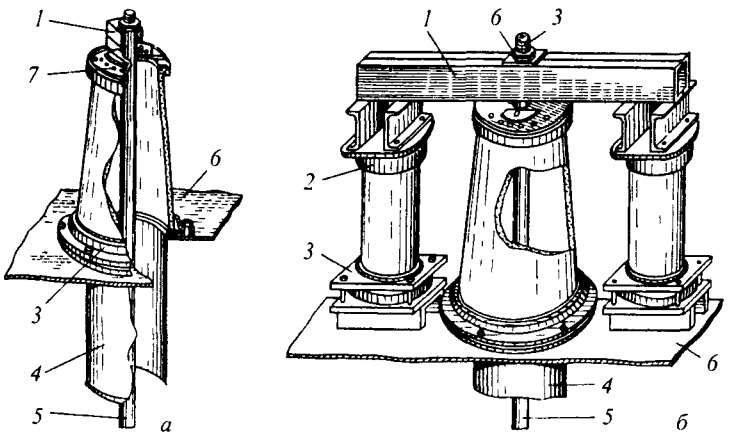


Рис. 15.5. Опорные изоляторы унифицированных электрофильтров:
а — проходной; *б* — опорно-проходной; *1* — опорная балка; *2* — шапка; *3* — фланец; *4* — юбка; *5* — труба подвеса рамы коронирующих электродов; *6* — днище изоляторной коробки; *7* — отверстия для подсоса воздуха

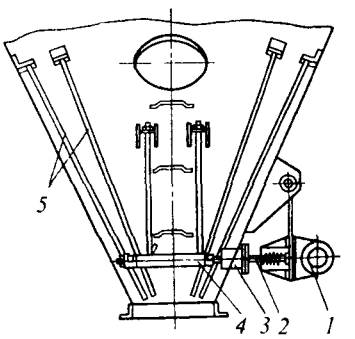


Рис. 15.6. Бункер электрофильтра с вибратором:
1 — вибратор; *2* — шток; *3* — сальниковые уплотнения; *4* — рама; *5* — прутки

В зависимости от условий работы в электрофильтрах применяют изоляторы из фарфора, плавленого кварца, бакелита и других изоляционных материалов. Для предотвращения осаждения пыли на внутренних поверхностях изолятора в шапках изоляторов делают отверстия для подсоса воздуха. При очистке влажных газов изоляторные коробки снабжают теплоизоляцией и электроподогревом для предотвращения конденсации паров на поверхностях изоляторов. На рис. 15.5 показаны проходной и опорно-проходной изоляторы, применяемые в унифицированных электрофильтрах. На крышках изоляторных коробок иногда устанавливают приводы механизмов встряхивания для коронирующих электродов.

Для сбора пыли, уловленной в электрофильтрах, служат бункера, размещаемые в нижней части аппарата. Как правило, для каждого поля отдельный бункер. При большой влажности пыли во избежание ее слеживания бункера теплоизолируют, а иногда снабжают обогревом. Если пыль склонна к налипанию, бункер может быть оборудован вибратором. Усилие вибратора передается через шток и раму специальным пруткам (рис. 15.6), которые, вибрируя, разрушают своды пыли, образующиеся на стенках бункера. Оптимальный цикл работы вибратора подбирают на месте в зависимости от свойств пыли. Обычно вибратор включают на 15–20 с через каждые 5–6 мин.

Во избежание больших присосов воздуха пыль выгружается из бункера периодически. Для выгрузки применяют роторные (ячейковые) питатели, шнеки или скребковые транспортеры. Датчиками для автоматического включения питателей могут служить сигнализаторы уровня пыли в бункере.

15.1.2. ОДНОЗОННЫЕ УНИФИЦИРОВАННЫЕ СУХИЕ ЭЛЕКТРОФИЛЬТРЫ

Опыт эксплуатации горизонтальных сухих электрофильтров, применяемых для очистки промышленных газов, позволил унифицировать аппараты этого типа в целях серийного производства.

– ЭЛЕКТРОФИЛЬТРЫ СЕРИИ УГ

Унифицированные фильтры серий УГ (табл. 15.1) (унифицированный горизонтальный) были выпущены вместо электрофильтров типов ДГПИ, ПГД, ПСДС, АП, Ц как аппараты общепромышленного назначения. Они получили широкое распространение на предприятиях черной металлургии для установки за мартеновскими печами, вращающимися и шахтными печами обжига доломита, паровыми котлами ТЭЦ и другими технологическими агрегатами.

В зависимости от температуры газов существуют унифицированные электрофильтры двух типов; аппараты серии УГ, предназначенные для работы при температурах не выше 250°С, и аппараты серии УГТ, работающие при температурах до 400 °С. Промышленного опыта работы при более высоких температурах в отечественной практике не имеется.

Электрофильтры УГ имеют различную активную высоту поля: УГ1 — 4,2 м, УГ2 — 7,5 м; УГ3 — 12,0 м.

Осадительные электроды в электрофильтрах УГ выполняют из профилированных тонкостенных элементов открытого профиля с нижним молотковым встряхиванием.

Коронирующие электроды — рамной конструкции, с молотковым встряхиванием. В электрофильтрах УГ3 коронирующие электроды встряхиваются в двух уровнях. Элементы этих электродов — игольчатые из стальной ленты с выштампованными остриями.

Таблица 15.1

Технические характеристики электрофильтров УГ

Типоразмер электрофильтра	Активная высота электродов, м	Активная длина поля, м	Число полей	Площадь активного сечения, $м^2$	Общая площадь осаждения, $м^2$	Габариты электрофильтра, м		
						длина	ширина (по осям опор)	высота
УГ1-2-10	4,2	2,51	2	10	420	9,6	3,0	12,3
УГ1-3-10	4,2	2,51	3	10	630	14,1	3,0	12,3
УГ1-2-15	4,2	2,51	2	15	630	9,6	4,5	12,3
УГ1-3-15	4,2	2,51	3	15	940	14,1	4,5	12,3
УГ2-3-26	7,5	2,51	3	26	1690	14,1	4,5	15,4
УГ2-4-26	7,5	2,51	4	26	2250	18,6	4,5	15,4
УГ2-3-37	7,5	2,51	3	37	2360	14,1	6,0	15,4
УГ2-4-37	7,5	2,51	4	37	3150	18,6	6,0	15,4
УГ2-3-53	7,5	2,51	3	53	3370	14,1	9,0	15,4
УГ2-4-53	7.5	2,51	4	53	4500	18,6	9,0	15,4
УГ2-3-74	7,5	2,51	3	74	4700	14,1	12,0	15,4
УГ2-4-74	7,5	2,51	4	74	6300	18,6	12,0	15,4
УГ3-3-88	12,0	3,95	3	88	9200	18,8	9,0	21,8
УГ3-4-88	12,0	3,95	4	88	12300	24,8	9,0	21,8
УГ3-3-115	12,0	3,95	3	115	12100	18,8	12,0	21,8
УГ3-4-115	12,0	3,95	4	115	16100	24,8	12,0	21,8
УГ3-3-177	12,0	3,95	3	177	18400	18,8	18,0	21,8
УГ3-4-177	12,0	3,95	4	177	24600	24,8	18,0	21,8
УГ3-3-230	12,0	3,95	3	230	24200	18,8	24,0	21,8
УГ3-4-230	12,0	3,95	4	230	32200	24,8	24,0	21,8
УГ3-3-265	12,0	3,95	3	265	27600	18,8	27,0	21,8
УГ3-4-265	12,0	3,95	4	265	36900	24,8	27,0	21,8

Корпуса электрофильтров УГ рассчитаны на работу под разрежением до 3000–4000 Па и заполнение бункеров пылью с насыпной массой до 1500 кг/м^3. Разработаны также усиленные корпуса, рассчитанные для улавливания пыли с насыпной массой до 3500 кг/м^3. Корпуса снабжены пирамидальными бункерами для сбора уловленной пыли, а в электрофильтрах первого габарита предусмотрена возможность применения щелевых бункеров с цепными или шнековыми транспортерами для выгрузки пыли.

В комплекте с электрофильтром предусмотрена поставка в случае необходимости узлов виброотряхивания бункеров и встряхивания газораспределительных решеток.

В настоящее время производство электрофильтров УГ прекращено и осуществлен переход на новую унифицированную серию электрофильтров данного класса ЭГА.

– ЭЛЕКТРОФИЛЬТРЫ СЕРИИ ЭГА

По конструктивному решению, компоновке электродных систем и встряхивающих механизмов электрофильтры серии ЭГА (электрофильтр горизонтальный, модификации А) не имеют принципиальных отличий от электрофильтров серии УГ, однако применение целого ряда усовершенствований позволило значительно улучшить их электрические характеристики, снизить металлоемкость и повысить уровень надежности. Широкий диапазон типоразмеров при глубокой унификации узлов и деталей позволяет обеспечить высокие технико-экономические показатели. Электродная система составлена из широкополосных элементов (ширина элемента 640 мм) открытого профиля и рамных коронирующих электродов с игольчатыми элементами. Осадительные электроды набирают из четырех — восьми элементов, что дает активную длину поля соответственно 2,56; 3,2; 3,84; 4,49; 5,12 м. Количество полей от двух до четырех. Расстояние между плоскостями одноименных электродов 300 мм. Номинальная высота электродов: 6; 7,5; 9; 12 м. Типоразмер определяется числом проходов для газа между соединительными элементами, которое может составлять от 10 до 88. Электрофильтры с числом проходов от 10 до 40 выполняются односекционными, а от 40 до 88 — двухсекционными. Электрофильтры серии ЭГА рассчитаны на температуру газов до 330 °С и разрежение до 15 кПа. Условные обозначения типоразмера фильтра серии ЭГА содержат ряд цифр (табл. 15.2): первая означает число секций, вторая — количество газовых проходов, третья —номи-

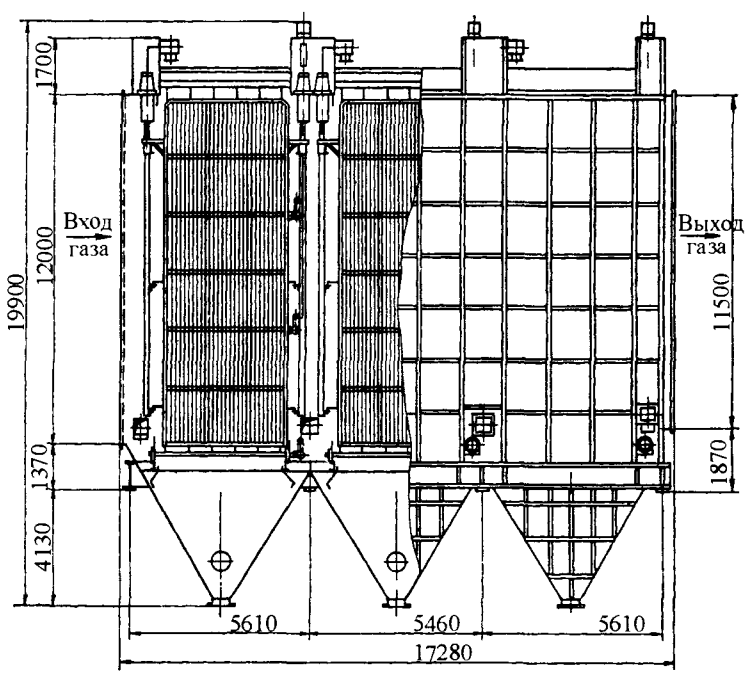


Рис. 15.7. Электрофильтр ЭГА

Таблица 15.2

Технические характеристики электрофильтров серии ЭГА

Марка	Площадь активного сечения, м^2	Общая площадь осаждения, м^2	Габаритные размеры, м			Масса, т	
			Длина	Ширина	Высота	общая	в том числе оборудования
ЭГА1-10-6-4-2	16,5	630	9,26	3,2	12,4	40,61	16,76
ЭГА 1-10-6-4-3	16,5	950	13,44	3,2	12,4	58,38	14,38
ЭГА1-10-6-6-2	16,5	950	11,82	3,2	13,4	50,14	21,34
ЭГА 1-10-6-6-3	16,5	1430	17,28	3,2	13,4	72,82	32,32
ЭГА 1-14-7,5-4-3	28,7	1660	13,44	4,4	13,9	76,62	35,22
ЭГА-14-7,5-4-4	28,7	2210	17,62	4,4	13,9	99,22	46,22
ЭГА1-14-7,5-6-2	28,7	1660	11,82	4,4	14,9	67,33	31,23
ЭГА1-14-7,5-6-3	28,7	2480	17,28	4,4	14,9	96,81	46,41
ЭГА1-20-7,5-4-3	41,0	2360	13,44	6,2	15,4	121,12	61,12
ЭГА1-20-7,5-4-4	41,0	3160	17,62	6,2	15,4	126,19	62,09
ЭГА1-20-7,5-6-2	41,0	2360	11,82	6,2	15,4	81,95	42,25
ЭГА1-20-7,5-6-3	41,0	3550	17,28	6,2	15,4	121,12	61,12
ЭГА-20-9-6-2	49,0	2830	11,82	6,2	16,9	99,45	48,85
ЭГА 1-20-9-6-3	49,0	4240	17,28	6,2	16,9	144,21	73,11
ЭГА 1-20-9-6-4	49,0	5660	22,74	6,2	16,9	188,17	96,57
ЭГА 1-30-7,5-4-3	61,4	3550	13,44	9,2	14,9	143,00	69,00
ЭГА 1-30-7,5-4-4	61,4	4730	17,62	9,2	14,9	185,14	90,34
ЭГА1-30-7,5-6-2	61,4	3550	11,82	9,2	14,9	122,30	61,70
ЭГА 1-30-7,5-6-3	61,4	5320	17,28	9,2	14,9	175,96	91,62
ЭГА 1-30-9-6-2	73,4	4240	11,82	9,2	16,4	141,73	71,63
ЭГА 1-30-9-6-3	73,4	6360	17,28	9,2	16,4	204,64	104,64
ЭГА 1-30-9-6-4	73,4	8480	22,74	9,2	16,4	267,63	143,53
ЭГА1-30-12-6-3	97,4	8440	17,28	9,2	19,4	254,06	134,86
ЭГА1-30-12-6-4	97,4	11250	22,74	9,2	19,4	328,26	177,46
ЭГА1-40-7,5-4-3	81,9	4730	13,44	12,2	15,4	173,12	88,02
ЭГА1-40-7,5-4-4	81,9	6310	17,62	12,2	15,4	225,39	116,29
ЭГА1-40-7,5-6-2	81,9	4730	11,82	12,2	15,4	151,83	81,29
ЭГА 1-40-7,5-6-3	81,9	7100	17,28	12,2	15,4	218,69	119,49
ЭГА1-40-9-6-2	97,9	5650	11,82	12,2	16,9	171,95	90,25
ЭГА 1-40-9-6-3	97,9	8480	17,28	12,2	16,9	252,87	138,97
ЭГА1-40-9-6-4	97,9	11310	22,74	12,2	16,9	331,63	185,43
ЭГА1-40-12-6-3	129,8	11250	17,28	12,2	19,9	307,30	175,00
ЭГА 1-40-12-6-4	129,8	15000	22,74	12,2	19,9	399,56	230,56
ЭГА2-48-12-6-3	155,8	13500	17,28	15,2	19,9	375,98	217,18
ЭГА2-48-12-6-4	155,8	18000	22,74	15,2	19,9	489,92	287,32
ЭГА2-56-12-6-3	181,7	15570	17,28	17,6	19,9	427,57	251,87
ЭГА2-56-12-6-4	181,7	21000	22,74	17,6	19,9	559,07	335,17
ЭГА2-76-12-6-3	246,6	21400	17,28	23,6	19,9	550,25	325,25
ЭГА2-76-12-6-4	246,6	28500	22,74	23,6	19,9	716,09	438,89
ЭГА2-88-12-6-3	285,6	24750	17,28	27,2	19,9	647,73	390,23
ЭГА2-88-12-6-4	285,6	33000	22,74	27,2	19,9	847,03	518,53

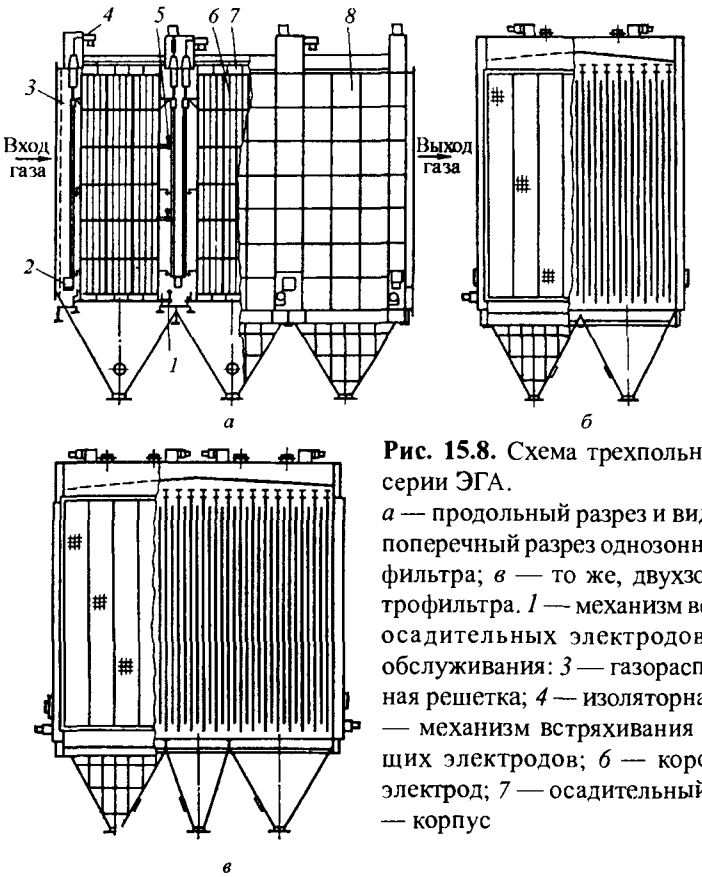


Рис. 15.8. Схема трехпольного фильтра серии ЭГА.
а — продольный разрез и вид сбоку; *б* — поперечный разрез однозонного электрофильтра; *в* — то же, двухзонного электрофильтра. *1* — механизм встряхивания осадительных электродов; *2* — люк обслуживания: *3* — газораспределительная решетка; *4* — изоляторная коробка; *5* — механизм встряхивания коронирующих электродов; *6* — коронирующий электрод; *7* — осадительный электрод; *8* — корпус

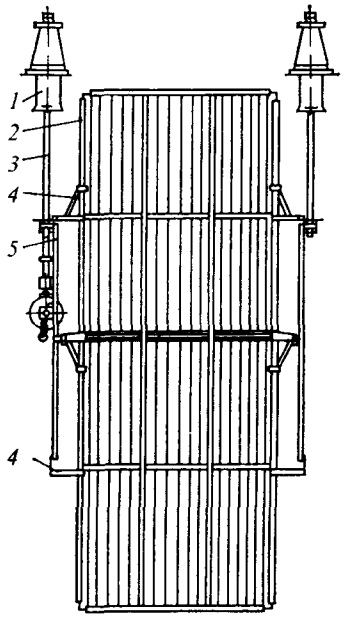


Рис. 15.9. Рама коронирующих электродов электрофильтров:
1 — опорно-проходной изолятор; *2* — рама коронирующих электродов; *3* — труба подвеса; *4* — рама подвеса; *5* — кронштейн

нальная высота электродов, четвертая — количество элементов в осадительном электроде, пятая — количество электрических полей по длине электрофильтра.

Габариты электрофильта показаны на рис. 15.7.

Схема трехпольного электрофильтра серии ЭГА изображена на рис. 15.8. Подлежащий очистке газ проходит последовательно через три электрических поля, где и подвергается очистке. Каждое поле включено на свой электрический агрегат и работает в своем оптимальном электрическом режиме. У каждого поля предусмотрены свои системы коронирующих и осадительных электродов, встряхивающие устройства, изоляторные коробки, бункер для сбора уловленной пыли.

Коронирующие электроды ленточно-игольчатого типа смонтированы в плоских рамах, подвешенных на опорно-проходных изоляторах (рис. 15.9); возможно также применение электродов штыкового типа.

Для организации равномерного распределения газа по всему сечению электрофильтра при входе в форкамеру установлены две распределительные решетки из перфорированных листов с живым сечением 35–40 %, снабженные механизмами встряхивания. Для предотвращения перетоков газа вне активной зоны перед каждым полем установлены направляющие козырьки.

Система встряхивания как осадительных, так и коронирующих электродов ударно-молотковая. Стряхиваемая с электродов пыль осыпается в бункера, которые при необходимости оборудуют вибраторами.

Для осмотра, ремонта и проведения монтажных работ на боковых стенках и крышке электрофильтра сделаны люки. Снаружи предусмотрена система лестниц и площадок для нормальной эксплуатации электрофильтра. Корпус электрофильтра рассчитан на работу под разрежением до 4 кПа.

Электрофильтры серии ЭГА рассчитаны для установки на открытом воздухе и снабжены шатровой крышей. Во избежание охлаждения газов ниже точки росы снаружи корпус электрофильтра покрыт теплоизоляцией. Общий вид установки электрофильтра типа ЭГА с циклонами ЦН для предварительной очистки от грубой пыли показан на рис. 15.10.

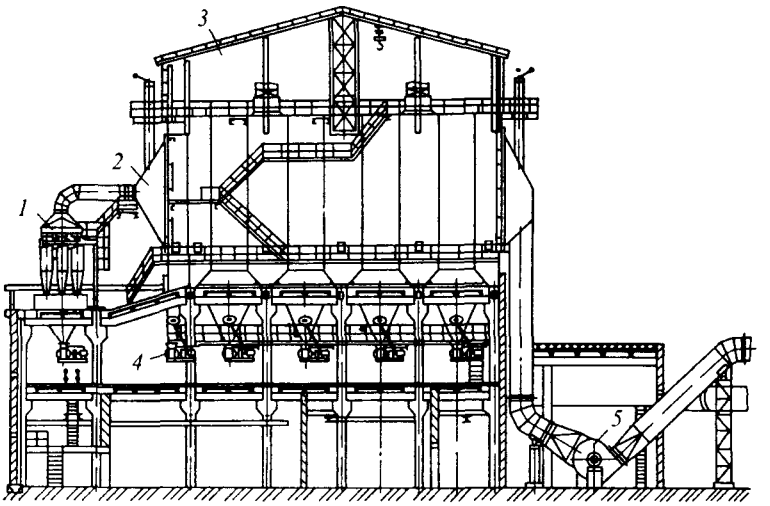


Рис. 15.10. Общий вид установки электрофильтра типа ЭГА с циклонами ЦН для предварительной очистки газов от грубой пыли:
1 — группа циклонов; *2* — электрофильтр, *3* — шатер; *4* — система пылеудаления; *5* — дымосос

В недалеком будущем электрофильтры типа ЭГА будут заменяться более современными электрофильтрами типа ЭГВ, разработка которых в настоящее время заканчивается в ПО "Газоочистка". Главной отличительной особенностью электрофильтров серии ЭГВ является увеличенное до 460 мм межэлектродное расстояние, что потребует и новых агрегатов питания рассчитанных на напряжение до 110 кВ. При одинаковой эффективности электрофильтры серии ЭГВ по сравнению с электрофильтрами серии ЭГА имеют пониженную на 15–30 % материалоемкость и меньшие на 6–8 % удельные энергетические затраты. Типоразмерный ряд электрофильтров разработан для производительности от 38,5 до 1050 тыс. м^3/ч при скорости газа до 1,5 м/с, начальной запыленности до 90 г/м^3 и температуре газов до 330 °С.

– ЭЛЕКТРОФИЛЬТР СЕРИИ ЭГТ (рис. 15.11)

Аппараты этого типа (электрофильтры горизонтальные, высокотемпературные) рассчитаны на очистку газов с температурой до 425 °С при разрежении до 4 кПа. Аппараты имеют прямоугольную форму и состоят из трех или четырех полей, расположенных последовательно по ходу газа. Длина

Таблица 15.3

Техническая характеристика электрофильтров ЭГТ

Тип электрофильтра	Площадь активного сечения, м^2	Число полей	Общая площадь осаждения, м^2	Разряжение в электрофильтре, кПа (не более)	Концентрация пыли в очищаемом газе, г/м^3 (не более)	Габаритные размеры, м		
						длина	ширина	высота
ЭГТ2-3-2,5-20	20	3	1448	4	40	12,6	4,93	17,86
ЭГТ2-4-2,5-20	20	4	1930	4	40	16,6	4,93	17,86
ЭГТ2-3-2,5-30	30	3	2238	4	40	12,6	6,23	17,16
ЭГТ2-4-2,5-30	30	4	2984	4	40	16,6	6,23	17,16
ЭГТ2-3-2,5-40	40	3	2895	4	40	12,6	7,79	17,86
ЭГТ2-4-2,5-40	40	4	3860	4	40	16,6	7,79	17,86
ЭГТ2-3-2,5-60	60	3	4343	4	40	12,6	10,64	17,16
ЭГТ2-4-2,5-60	60	4	5790	4	40	16,6	10,64	17,16

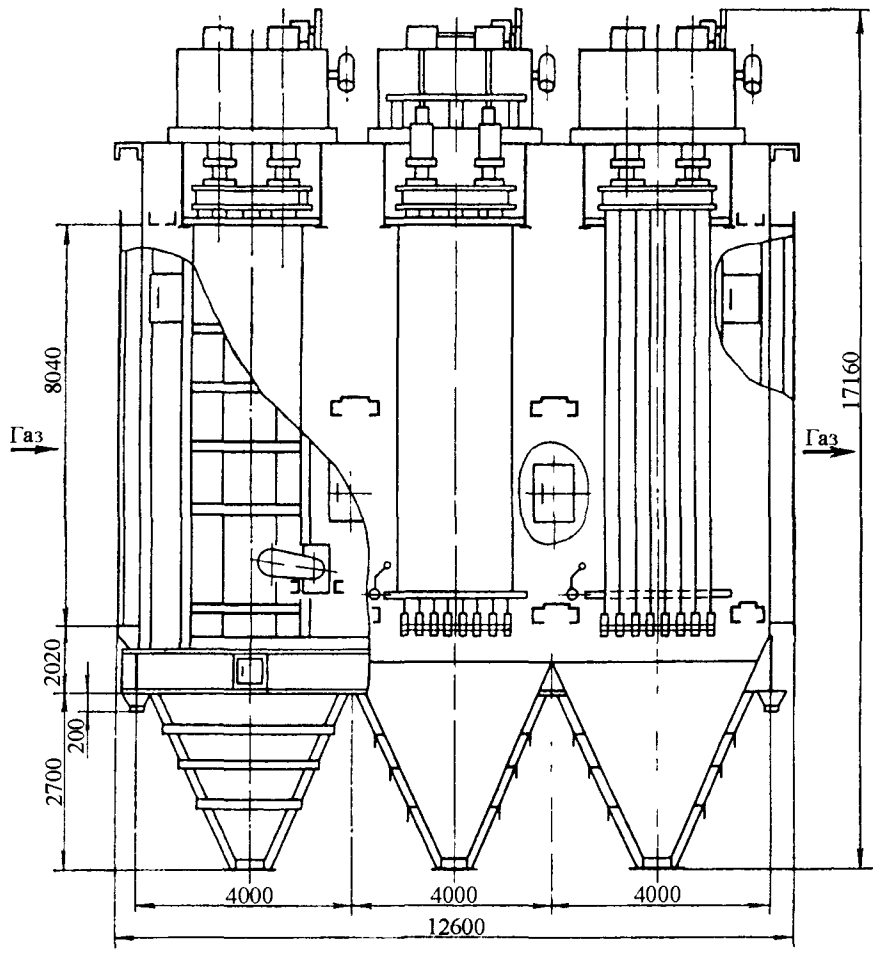


Рис. 15.11. Электрофильтр ЭГТ

каждого поля 2,5, активная высота 7,5 м. Активная зона состоит из осадительных электродов (плоских полотен, набранных из пластинчатых элементов специального профиля) и коронирующих электродов из проволоки диаметром 2,2 мм, натянутых при помощи грузов между осадительными электродами. Расстояние между плоскостями одноименных электродов 260 мм. Такая система электродов не дает деформации при высоких температурах. Удаление пыли с электродов осуществляется встряхиванием при помощи ударно-молотковой системы. Выпускается восемь типоразмеров аппаратов с площадями активного сечения 20, 30, 40 и 60 м^2 в трехпольном и четырехпольном исполнении каждый.

Характеристики фильтра приведены в табл. 15.3.

– ЭЛЕКТРОФИЛЬТРЫ СЕРИИ УВ (рис. 15.12, табл. 15.4)

Унифицированные, вертикальные сухие электрофильтры предназначены в основном для очистки газов аспирационных систем с температурой до 250 °С. Они работают при невысоких запыленностях газа, отсутствии в нем мелких частиц, со скоростью газа до 1 м/с. Электрофильтр имеет одно поле длиной 7,4 м, через которое движется газ в вертикальном направлении. Он может состоять из одной, двух или трех параллельно работающих секций. Активное сечение одной секции 10; 16 или 24 м^2. Секции сечением 10 и 16 м^2 набираются из электродов шириной 4 м, а секция сечением 24 м^2 — из электродов шириной 6 м. Осадительные электроды — пластинчатые из элементов открытого профиля, коронирующие — рамные с верхним подвесом. Расстояние между плоскостями одноимен-

ных элементов 260 мм. Встряхивание в обоих случаях ударно-молотковое. Основные конструктивные узлы унифицированы в соответствии с конструктивными узлами электрофильтров серии ЭГА.

– ЭЛЕКТРОФИЛЬТРЫ УВВ (ЭВВ)

Электрофильтры серии УВВ (ЭВВ) (см. табл. 15.4) — унифицированные вертикальные пластинчатые сухие электрофильтры для улавливания из газов угольной пыли при температуре до 130 °С. Поскольку угольная пыль хорошо отряхивается, встряхивающие механизмы электрофильтров УВВ — облегченные.

Особенность электрофильтров УВВ состоит в том, что в связи с возможным возникновением взрывоопасности при накоплении угольной пыли корпуса электрофильтров выполнены в виде открытой в атмосферу шахты. Это предотвращает разрушение корпуса при "хлопках". Кроме того, все внутренние устройства электрофильтра выполнены таким образом, чтобы избежать накопления пыли. Это достигается исключением горизонтальных площадок или укрытием их скошенными козырьками, а также устройством стенок бункера с большими углами откосов.

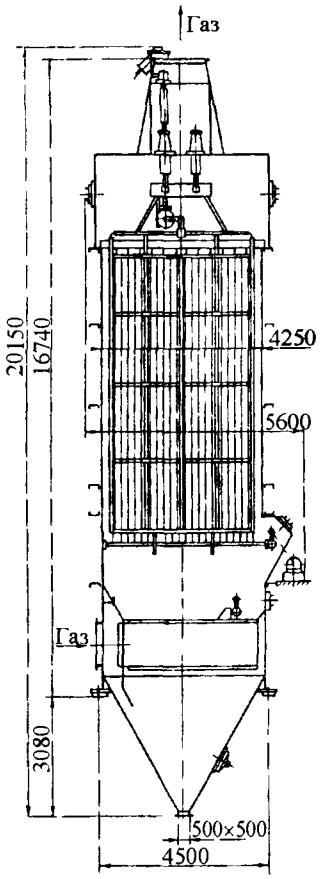


Рис. 15.12. Электрофильтр УВ

Таблица 15.4

Технические характеристики унифицированных вертикальных электрофильтров УВ и УВВ (ЭВВ)

Типоразмер электрофильтра	Площадь активного сечения, м^2	Число секций	Число полей	Шаг между одноименными электродами, мм	Активная длина поля, м	Общая площадь осаждения, м^2	Габаритные размеры, м		
							ширина	длина *	высота**
УВ-2Х10	21	2	1	275	7,4	1200	6,0	4,5	19,9
УВ-3Х10	32	3	1	275	7,4	1800	9,0	4,5	19,9
УВ-1Х16	16	1	1	275	7,4	900	4,5	4,5	19,9
УВ-2Х16	32	2	1	275	7,4	1800	9,0	4,5	19,9
УВ-2Х24	48	2	1	275	7,4	2600	9,0	6,0	21,4
УВ-3Х24	72	3	1	275	7,4	3900	13,5	6,0	21,4
УВВ-8	8	1	1	350	6,2	285	3,0	3,15	20,0 / 18,6
УВВ-12	12	1	1	350	6,2	430	4,5	3,15	20,0 / 19,3
УВВ-16	16	1	1	350	6,2	570	6,0	3,15	20,0
УВВ-2Х12	24	2	1	350	6,2	870	9,0	3,15	20,0 / 19,3

* По осям опор.

** В числителе — для электрофильтров с нижним подводом газа; в знаменателе — для электрофильтров с боковым подводом газа.

Для уменьшения вероятности возникновения искрового пробоя **межэлектродное расстояние** в электрофильтрах УВВ принято увеличенным: 350 вместо 275 мм.

15.1.3. Мокрые трубчатые однозонные электрофильтры типа ДМ

По сравнению с сухими мокрые электрофильтры дают более тонкую очистку газа. Это объясняется тем, что при осаждении частиц пыли на смоченный осадительный электрод вторичный унос практически отсутствует.

Электрофильтр типа ДМ (доменный, мокрый), предназначенный для тонкой очистки доменного газа, имеет цилиндрический корпус, выполненный из стального листа. Внутри корпуса между двумя трубными решетками размещены осадительные электроды, изготовленные из стальных труб внутренним диаметром 233 мм (рис. 15.13). Существуют два типоразмера электрофильтров: ДМ-316, имеющий 316 электродов, и ДМ-600, имеющий 600 электродов. Активная длина поля в электрофильтрах обоих типов 4,5 м.

Удаление уловленной пыли с электродов производят путем смыва водой. Образующийся шлам стекает в бункер, откуда удаляется через гидрозатвор. Практика применения электрофильтров типа

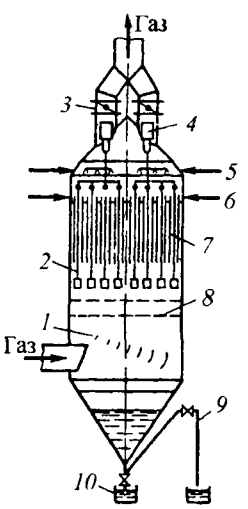


Рис. 15.13. Схема трубчатого электрофильтра типа ДМ: *1* — направляющие лопатки; *2* — коронирующие электроды; *3* — дроссельный клапан; *4* — изоляторные коробки; *5* — подача воды периодической промывки; *6* — то же, непрерывной промывки; *7* — осадительные электроды; *8* — газораспределительные решетки; 9 — гидрозатвор; *10* — сбросные лотки

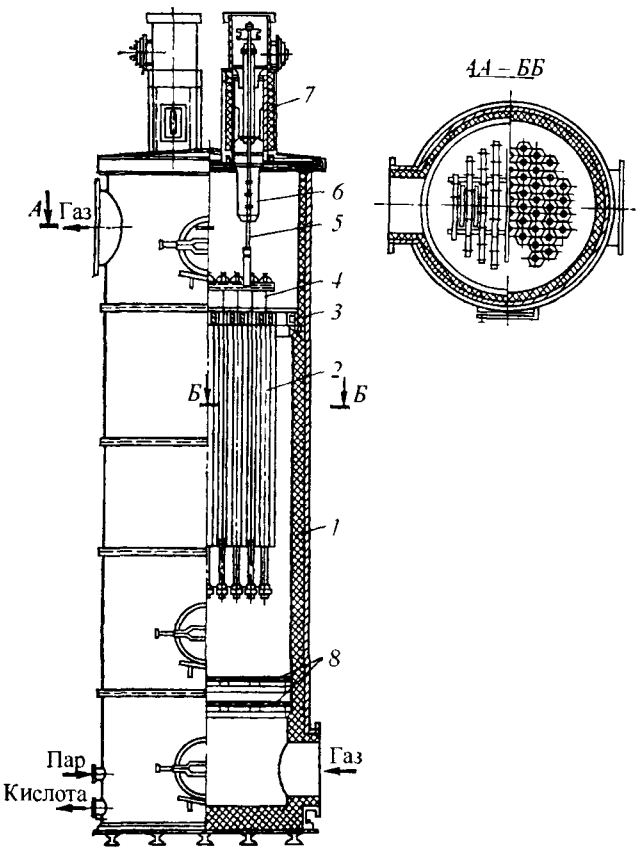


Рис. 15.14. Общий вид мокрого трубчатого электрофильтра типа ШМК:
1— кислотоупорная футеровка; *2* — винипластовые осадительные электроды; 3 — винипластовая опорная решетка; *4* — коронирующий электрод звездообразного сечения; *5* — подвесные тяги; *6* — защитные коронирующие диски; *7* — изоляторные коробки; *8* — газораспределительные решетки

Таблица 15.5

Технические характеристики электрофильтров ШМК

Типоразмер электрофильтра	Площадь активного сечения, $м^2$	Общая площадь осаждения , $м^2$	Размеры электрофильтра, м	
			наибольший диаметр корпуса	высота
ШМК-4,5	4,5	254	3,6	12,55
ШМК-6,6	6,6	373	4,0	12,85
ШМК-9,6	9,6	541	4,9	13,80
ШМК-14,6	14,6	820	5,4	14,40

ДМ показала, что они недостаточно надежны в эксплуатации, вследствие чего в настоящее время сняты с производства.

В цветной металлургии для очистки газов от тумана серной кислоты, селена и мышьяка применяют мокрые электрофильтры типа ШМК (рис. 15.14, табл. 15.5). В футерованном кислотоупорном корпусе размещена электродная система, состоящая из шестигранных винипластовых осадительных электродов и освинцованных коронирующих электродов звездообразного сечения. Удаление пыли с электродов производится горячей водой после предварительного пропаривания электрофильтра и доведения в нем температуры до 85–90 °С. Уловленную кислоту сливают через патрубок в нижней части корпуса.

В НИИОгазе заканчивается разработка новых электрофильтров типа ЭТМ, которые будут применяться взамен электрофильтров типа ШМК. Новые электрофильтры с пропускной способностью до 42 тыс. $м^3/ч$ выполняются из полимерных материалов, что позволяет экономить до 14 т свинца на один аппарат. При этом в три раза снижаются трудовые затраты, на 80 % сокращается доля физического труда, удельный расход материалов составляет 0,42 $кг/(м^3 \cdot ч)$.

Электрофильтры типа ЭТМ допускают содержание тумана серной кислоты в газе до 40 % при запыленности его до 3,5–5 $г/м^3$. Рекомендуемая скорость газов до 1,1–1,2 м/с. Степень очистки газа достигает 99,6 %. Гидравлическое сопротивление аппарата — 100 Па.

– ЭЛЕКТРОФИЛЬТРЫ СЕРИЙ С И ПГ

Электрофильтры типа С и ПГ (рис. 15.15, табл. 15.6) — однопольные вертикальные трубчатые электрофильтры, размещаются в цилиндрическом корпусе, рассчитаны на работу под давлением до 0,03 МПа при температуре до 60 °С.

Таблица 15.6

Технические характеристики мокрых трубчатых электрофильтров

Тип электрофильтра	Площадь активного сечения, $м^2$	Число секций	Внутренний диаметр осадительного электрода, мм	Активная длина, м	Число осадительных электродов	Активная длина коронирующих электродов, м	Расход воды на промывку, $м^3/ч$		Давление газа расчетное, МПа	Размеры электрофильтра, м	
							непрерывную	периодическую **		диаметр корпуса	высота
С-5,0	5,0	1	250	3,5	104	364	—	—	0,03	3,9	13,3
С-7,2	7,2	1	250	3,5	148	518	—	—	0,03	4,6	16,2
ПГ-8	7,8	1	250	3,5	156	545	—	120	0,008	5,0	15,5
ДМ.316	13,3	2	230	4,5	316	1420	75–100	200	0,25	7,0	21,8
ДМ-600	25,0	4	230	4,5	600	2700	150–200	200	0,25	10,0	27,4

* Все электрофильтры однопольные; максимальная температура газа 60 °С.
** На одну секцию.

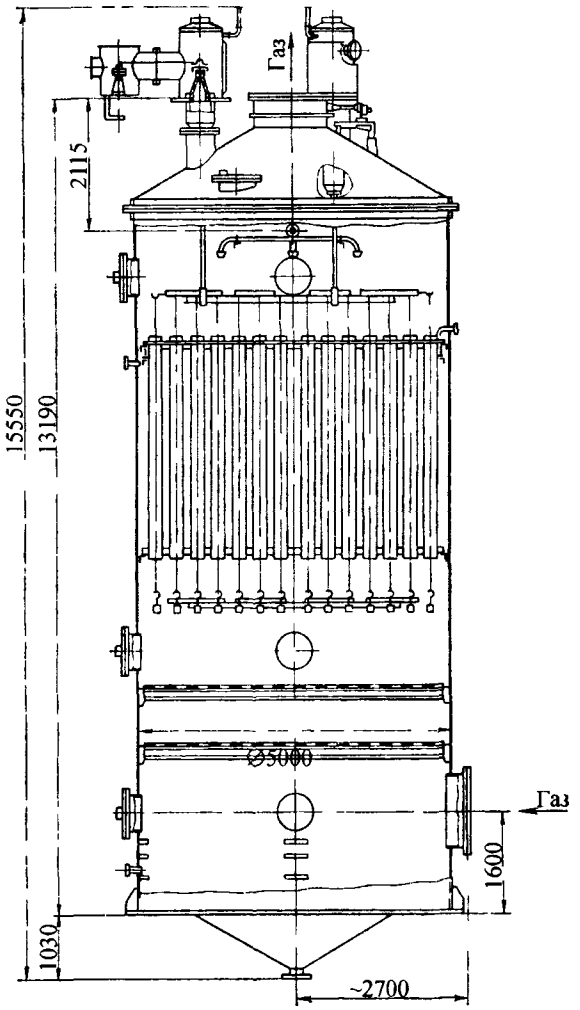


Рис. 15.15. Электрофильтр ПГ

Электрофильтры типа С предназначены для улавливания смолы из газов коксохимических производств и генераторных газов, а электрофильтры типа ПГ — для улавливания смолы и пыли из генераторных газов для аналогичных условий.

Осадительные электроды рассматриваемых электрофильтров выполняют из стальных труб с внутренним диаметром от 250 до 260 мм, а коронирующие электроды — из нихромовой проволоки диаметром 3 мм с грузовым натяжением.

Система коронирующих электродов подвешивается к корпусу на тарельчатых фарфоровых изоляторах, размещенных в обогреваемых коробках, а токоподвод в электрофильтр выполнен с помощью специальных проходных изоляторов. Электрофильтры типа ПГ снабжены коллектором с форсунками, размещенным над активной зоной. В электрофильтрах типа С этот узел не предусмотрен, так как улавливаемая смола стекает с электродов самостоятельно.

15.1.4. ДВУХЗОННЫЕ ЭЛЕКТРОФИЛЬТРЫ

Отличительная особенность двухзонных электрофильтров состоит в наличии двух раздельных электрических полей, в одном из которых происходит зарядка взвешенных частиц, а в другом их осаждение. В России наибольшее распространение получил двухзонный электрофильтр типа "Рион", применяемый в основном для очистки вентиляционного воздуха с температурой до 40°С при начальной запыленности не более 10 мг/м^3.

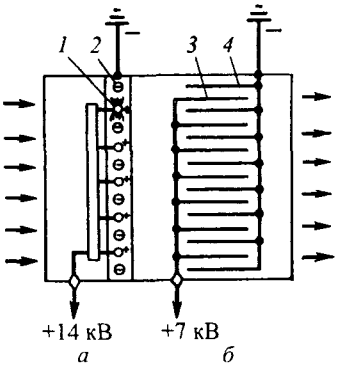


Рис. 15.16. Принципиальная схема двухзонного электрофильтра: *а* — ионизатор; *б* — осадитель. *1*, *2* — положительные и отрицательные электроды ионизатора; *3*, *4* — положительные и отрицательные электроды осадителя

Очищаемый воздух прежде всего проходит через ионизатор, предназначенный для зарядки частиц пыли в поле коронного разряда, возникающего между электродами положительной и отрицательной полярности (рис. 15.16). Ионизатор выполнен с таким расчетом, чтобы при скорости около 2 м/с улавливаемая пыль успела зарядиться, но не успела осесть. Ввиду малого диаметра коронирующих электродов и незначительного межэлектродного промежутка ионизатор работает при напряжении 14 кВ, достаточном для получения напряженности поля, обеспечивающего возникновение коронного разряда.

Зарядившиеся частицы пыли потоком воздуха выносятся в осадитель, представляющий собой систему пластин. Чередование заземленных (отрицательно заряженных) пластин и пластин, присоединенных к положительному полюсу выпрямителя, создает равномерное электрическое поле осаждения. Заряженные частицы пыли оседают в поле осадителя на пластинах противоположной полярности. Небольшое расстояние между пластинами (6–7 мм) позволяет при небольшом напряжении между пластинами (7 кВ) получать напряженность поля 8–10 кВ/см, т. е. примерно вдвое выше, чем в однозонных электрофильтрах, что достаточно для осаждения самых мелких частиц (субмикронного размера).

Высокая напряженность поля и малое расстояние между пластинами обусловливают высокую скорость осаждения пыли. Для улавливания 85–95 % пыли достаточно пребывание в осадителе в течение 0,2—0,4 с.

Электрофильтры типа "Рион" предназначены для следующих расходов очищаемого воздуха: 20000 м^3/ч (Рион-2,7); 10000 (Рион-1,4); 4000 (Рион-0,55) и 1000 (Рион-0,17) м^3/ч. Степень очистки во всех типах электрофильтров 85–95 %.

15.2. ЭЛЕКТРИЧЕСКОЕ ОБОРУДОВАНИЕ ЭЛЕКТРОФИЛЬТРОВ

Питание электрофильтров осуществляется выпрямленным током высокого напряжения (60–80 кВ), Для преобразования переменного тока обычной частоты (50 Гц) и низкого напряжения (380 В) используют электрические агрегаты сравнительно небольшой мощности (20–150 кВт). Каждый электроагрегат состоит из повысительного трансформатора, выпрямителя, регулятора напряжения и пульта управления.

15.2.1. СПОСОБЫ ПОВЫШЕНИЯ НАПРЯЖЕНИЯ И ВЫПРЯМЛЕНИЯ ТОКА

Для повышения напряжения в электроагрегатах используют специальные, в основном однофазные, трансформаторы. Специфические условия работы электрофильтра предъявляют особые требования к конструкции трансформатора и изоляции обмоток высокого напряжения, которая должна длительно выдерживать электродинамические перегрузки, возникающие при пробоях в электрофильтре. Для регулирования выходных параметров трансформатора его первичная обмотка секционируется.

На электроды электрофильтра должно быть подано напряжение определенной полярности, поэтому ток высокого напряжения, полученный после трансформатора, должен пройти выпрямление.

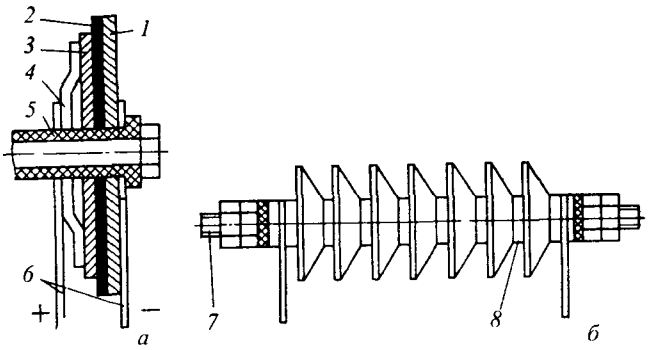


Рис. 15.17. Полупроводниковый селеновый выпрямитель:
а — селеновый выпрямительный диод; *б* — сборный селеновый столбик. *1* — основная алюминиевая пластина; *2* — слой селена на пластине; *3* — слой из сплава кадмия, олова и висмута; *4* — контактная шайба; *5* — изолирующая втулка; *6* — контактный вывод; 7 — стягивающая шпилька; *8* — металлическая шайба

Для этого применяют полупроводниковые выпрямители. Механические выпрямители давно сняты с производства.

Полупроводниковые выпрямители характеризуются высоким к. п. д., малыми габаритами и большой стойкостью к механическим воздействиям. Пропуская ток только в одном направлений, полупроводниковые выпрямители позволяют применять простые схемы выпрямления переменного тока, лишенные всяких движущихся частей. Наибольшее распространение получили схемы с селеновыми и кремниевыми диодами (вентилями).

Допустимая плотность тока в селеновых вентилях не превышает 50 мА/см^2, поэтому их изготовляют в виде пластин значительной площади, круглой, квадратной или прямоугольной формы, с центральным отверстием. На алюминиевую пластину наносят слой селена и поверх него контактный слой из легкоплавкого металла (сплав олова с кадмием) (рис. 15.17). Селеновый диод рассчитан на действующее переменное напряжение 18–30 В; наибольший выпрямленный ток 15–30 мА/см^2.

Диоды собирают в столбы на изолированной шпильке в количестве, соответствующем выходному напряжению трансформатора. Столбы диодов обычно помещают в бак вместе с трансформатором, где они охлаждаются циркулирующим маслом.

Предельно допустимая температура для диодов 60–80 °С. Срок службы селеновых выпрямителей 10000 ч.

В настоящее время в агрегатах питания электрофильтров преимущественно применяют кремниевые выпрямители, которые, подобно селеновым, собирают и размещают в масляных баках вместе с трансформатором. Кремниевые диоды по сравнению с селеновыми более термостойки и компактны. Они допускают температуру до 150 °С и значительно большую плотность тока. Срок службы кремниевых диодов практически не ограничен.

В агрегатах питания электрофильтров применяют различные схемы полупроводниковых выпрямителей (рис. 15.18). В схеме с однополупериодным выпрямлением соотношение между напряжением выпрямленного и переменного тока составляет 0,45. В мостовой схеме с двухполупери-

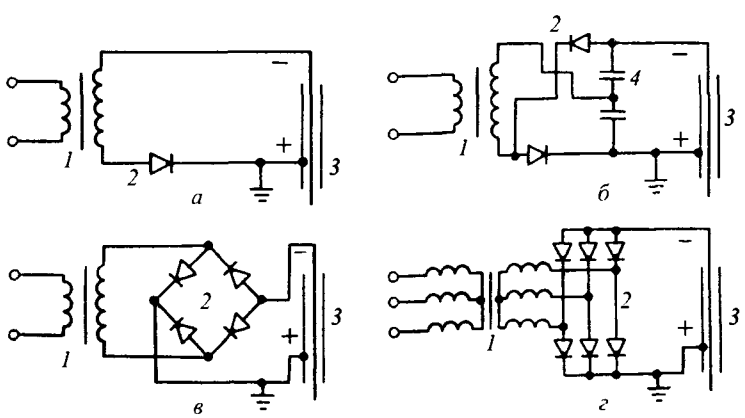


Рис. 15.18. Схемы включения полупроводниковых выпрямителей:
а — однополупериодная; *б* — двухполупериодная с удвоением напряжения; *в*—двухполупериодная мостовая; *г* — трехфазная мостовая. *1* —трансформатор; *2* — выпрямитель; *3* — электрофильтр; *4* — конденсатор

одным выпрямлением это соотношение равно 0,9. Применяют и другие, более сложные схемы — полупроводниковых выпрямителей.

15.2.2. МЕТОДЫ РЕГУЛИРОВАНИЯ НАПРЯЖЕНИЯ НА ЭЛЕКТРОДАХ

В связи с непрерывным изменением температуры, влажности, запыленности и других параметров газового потока электрический режим работы электрофильтра непрерывно изменяется. Как следует из уравнения вольтамперной характеристики коронного разряда, связь между напряжением на электродах и током короны нелинейна и незначительное снижение рабочего напряжения (на 1 %) вызывает существенное уменьшение тока короны (на 5 %), в результате чего понижается эффективность работы электрофильтра.

В современных агрегатах питания максимально возможное по условиям пробоя напряжение на электродах поддерживается автоматическим регулированием электрического режима работы электрофильтра, осуществляемого следующими методами: поддержанием напряжения на границе дугового пробоя; по заданному числу искровых разрядов; по максимальному среднему напряжению на электродах; по максимальной величине полезной мощности, потребляемой электрофильтром.

Основным недостатком ручного регулирования является поддержание на электродах напряжения, заниженного по сравнению с максимально возможным. Это объясняется тем, что нельзя достичь постоянного взаимного соответствия пробивного и рабочего напряжений в связи с частыми изменениями технологических параметров газового потока. Дежурный персонал, опасаясь пробоев и частых отключений, заведомо занижает рабочее напряжение, добиваясь спокойной работы электрофильтра, что, однако, сопровождается снижением эффективности. На крупных установках, где число агрегатов питания составляет несколько десятков, ручное регулирование особенно затруднено.

Важным шагом вперед было создание автоматизированных агрегатов с поддержанием напряжения на границе дугового пробоя, с периодическим поиском возможного максимума. По этой системе напряжение на электродах автоматически плавно повышается до возникновения пробоя. В момент пробоя напряжение отключается на 0,5–3 с или резко снижается до величины, обеспечивающей гашение дуги. За время отключения напряжение автоматически снижается на небольшую величину, так чтобы при повторном включении не возникало дугового разряда. Далее напряжение вновь плавно поднимается до наступления пробоя, после чего опять следует отключение, и цикл повторяется (рис. 15.19).

При таком периодическом способе регулирования значительную часть времени электрофильтр работает в безыскровой зоне напряжения (рис. 15.20, *а*), в результате чего рабочее напряжение на электрофильтре ниже максимально возможного уровня.

Между тем практика показала, что работа в зоне искровых разрядов возможна и безопасна до тех пор, пока они не переходят в устойчивый дуговой пробой. При работе в зоне искровых разрядов рабочее напряжение близко к максимально возможному и, следовательно, эффективность очистки наиболее высока. Установлено, что эффективность работы фильтра определяется числом искровых разрядов в минуту. Зависимость степени очистки от числа искровых разрядов представлена на рис. 15.20, *б*; кривая показывает, что наивыгоднейшим является 40–70 искровых разрядов в 1 мин. При большом числе искровых разрядов эффективность работы электрофильтра снижается из-за увеличения потерь мощности в режиме частых искровых пробоев. Кривая рабочего напряжения при 40–

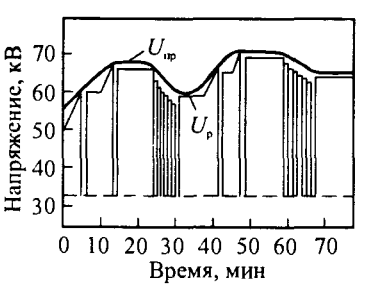


Рис. 15.19. График регулирования напряжения на электродах электрофильтра с поиском возможного максимума. Принятые обозначения: $U_{пр}$ — пробивное напряжение; $U_р$ — рабочее напряжение

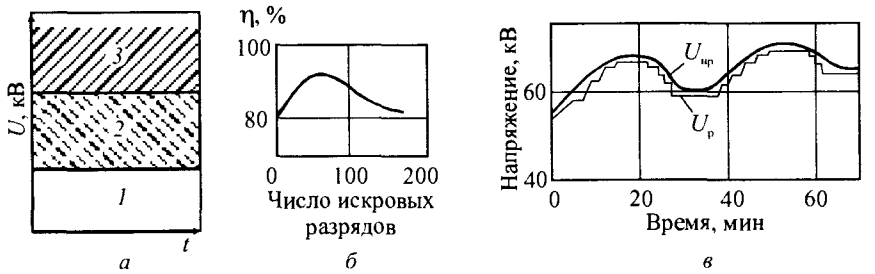


Рис. 15.20. Регулирование напряжения на электродах электрофильтра по числу искровых разрядов:
1 — зоны безыскровых разрядов; *2* — зона искровых разрядов; *3* — зона дугового пробоя

70 искровых разрядах в 1 мин подходит к кривой пробивных напряжений (рис. 15.20, *в*) ближе, чем при регулировании с периодическим поиском максимального напряжения на электродах.

Недостатком системы регулирования по числу искровых разрядов является то, что она работает по заданному постоянному числу искровых разрядов. Однако оптимальная частота искровых разрядов меняется с изменением параметров газового потока и пробивной прочности межэлектродного промежутка, на которые система не реагирует.

Этого недостатка лишена экстремальная система регулирования вследствие поддержания максимального среднего напряжения на электродах. С повышением первичного напряжения трансформатора среднее значение напряжения на электродах сначала линейно возрастает, достигая максимума, а затем начинает убывать в результате роста интенсивности искровых разрядов. Максимальное среднее напряжение на электродах соответствует оптимальному числу искровых разрядов в межэлектродных промежутках электрофильтра. Поэтому поддержание на максимальном уровне значения среднего напряжения на электродах соответствует режиму работы электрофильтра при оптимальном числе искровых разрядов, меняющемся с изменением параметров газового потока в широких пределах. При экстремальной системе регулирования напряжения график регулирования аналогичен графику, представленному на 15.20, *в*, с той разницей, что кривая рабочего напряжения еще более приближена к кривой пробойного напряжения.

Во всех случаях регулирование рабочего напряжения и выходного тока агрегата происходит за счет воздействия управляющего сигнала на главный регулятор, в качестве которого применяют автотрансформаторы, индукционные регуляторы, магнитные усилители, а в последнее время тиристоры (управляемые кремниевые диоды).

15.2.3. АГРЕГАТЫ ПИТАНИЯ ЭЛЕКТРОФИЛЬТРОВ

Эффективность электрофильтров в значительной степени определяется работой агрегатов питания. Агрегат питания должен обеспечивать проведение в процессе эксплуатации следующих основных операций:

а) включения и выключения электрофильтра с панели управления на месте и дистанционно;

б) регулирования выходного напряжения на электрофильтр в широких пределах;

в) поддержания на электродах электрофильтра напряжения, по возможности близкого к пробойному;

г) ограничения и последующего гашения электрических дуг, возникающих при пробоях электрофильтра;

д) автоматического повторного включения высокого напряжения после гашения дуги в электрофильтре.

В каждый современный агрегат питания входят следующие основные элементы: высоковольтный повысительный трансформатор; выпрямитель для преобразования переменного тока в постоянный; регулятор напряжения; высоковольтный выключатель; панель управления. Развитие схем и конструкций агрегатов питания прошло длинный и сложный путь. В настоящее время все вновь

устанавливаемые электрофильтры снабжаются электроагрегатами высокого качества, полностью обеспечивающими эффективную работу этих аппаратов.

Однако ввиду того, что агрегаты питания выдерживают длительную эксплуатацию, в работе еще находится большое число агрегатов устаревших конструкций, постоянно заменяемых новыми.

– АГРЕГАТЫ ПИТАНИЯ ТИПА АФАС И АРС

Они были первыми отечественными агрегатами с автоматическим регулированием напряжения по дуговому пробою, т.е. с периодическим поиском возможного максимума. Для выпрямления переменного тока впервые в отечественной практике были применены селеновые выпрямители. Плавное регулирование напряжения в широких пределах осуществлялось с помощью магнитных усилителей.

Агрегаты типа АРС отличаются от агрегатов типа АФАС наличием в распределительном устройстве резервной шины, позволяющей подключать агрегат к любому полю. В остальном электрические схемы агрегатов обоих типов идентичны

– АГРЕГАТЫ ПИТАНИЯ ТИПА АИФ

Эти агрегаты работают с автоматическим регулированием напряжения по числу искровых разрядов, что дает возможность по сравнению с агрегатами типа АРС еще более приблизить рабочее напряжение на электродах к пробойному. Отличительной особенностью агрегата типа АИФ является отсутствие релейной автоматики. Напряжение на электродах регулируется бесконтактным способом за счет применения полупроводниковых элементов, что значительно повышает срок службы агрегата и позволяет работать при более высоких электрических нагрузках

– АГРЕГАТЫ ПИТАНИЯ ТИПА АУФ

Агрегаты универсальны в том смысле, что позволяют осуществлять регулирование напряжения на электродах электрофильтра тремя независимыми друг от друга способами: экстремальным, искровым и периодическим. Наиболее совершенный экстремальный способ регулирования по максимальному среднему напряжению на электродах, но он может быть осуществлен не при всех режимах. При невозможности применения экстремального способа следует использовать искровой способ регулирования, т. е. по числу искровых разрядов. В некоторых случаях пробой может происходить без искровых разрядов. В этом случае агрегат позволяет работать с периодическим поиском максимального напряжения.

– АГРЕГАТЫ ПИТАНИЯ СЕРИИ АТФ. ПРИБОР РЕГУЛИРОВАНИЯ ПРТ

Особенностью агрегатов питания серии АТФ является применение тиристоров в качестве регулятора напряжения, а также использование в схеме выпрямления кремниевых вентилей. Самый мощный агрегат этой серии рассчитан на силу выпрямленного тока 1600 мА. Технические характеристики агрегатов питания приведены в табл. 15.7.

Пределы регулирования напряжения на электродах электрофильтра — от 25 до 100 % номинального значения; напряжение регулируется плавно и поддерживается на границе пробоя. Способ регулирования — по максимуму среднего значения напряжения на электродах или по интенсивности искрений в активной зоне электрофильтра. Ручное регулирование осуществляют только при настройке агрегата питания.

Имеется возможность ограничивать рабочий ток в пределах от 50 до 100 % номинальной величины. Автоматика производит гашение дуговых разрядов не более, чем за 0,01 с, и предупреждает возникновение вторичных дуговых разрядов.

Таблица 15.7

Технические характеристики агрегатов питания серии АТФ

Тип агрегата	Выпрямленное напряжение* (среднее), кВ	Выпрямленный ток* (среднее), мА	Потребляемый ток*, А	Напряжение сети*, В	Мощность, потребляемая из сети, кВ·А (не более)	К.П.Д.	Коэффициент мощности (не менее)
АТФ-250	50	250	70	380 400; 415	26	0,85	0,80
АТФ-400	50	400	100	380 400; 415	40	0,85	0,80
АТФ-600	50	600	150	380 400; 415	60	0,85	0,80
АТФ-1000	50	1000	245	380 400; 415	100	0,90	0,80
АТФ-1600	50	1600	390	380 400; 415	160	0,90	0,80

* Номинальные величины.

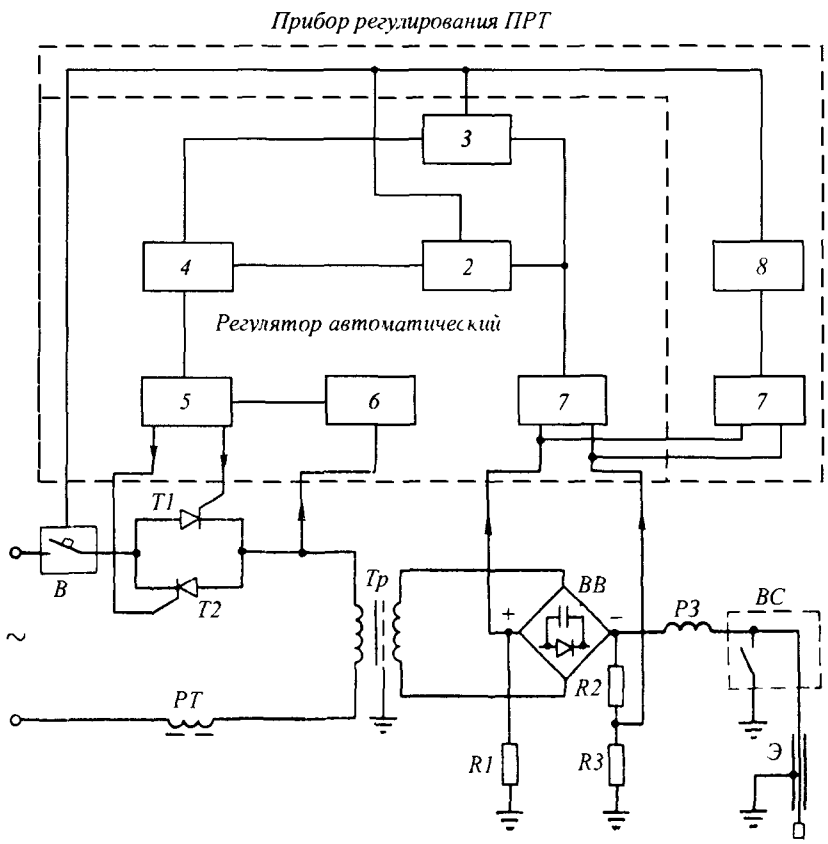


Рис. 15.21. Электрическая структурная схема агрегата питания серии АТФ:
Тр —трансформатор повысительный; *РТ* — реактор токоограничивающий; *ВВ* — высоковольтный выпрямитель; *РЗ* — реактор защитный; *Э* — электрофильтр; *В* — выключатель автоматический; *ВС* — высоковольтный соединитель с заземлителем; *R1* — резистор измерительный; *R2, R3* —делитель напряжения; *Т1, Т2* — тиристоры силовые: *1* —селектор искровых разрядов; *2* — блок переходного режима; *3* —формирователь управляющих сигналов длительного режима; *4* — амплитудно-фазовый преобразователь; *5* — формирователь импульсов управления тиристорами; *6* — устройство обратной связи; *7* — блок защиты от коротких замыканий; *8* — блок релейной автоматики и сигнализации

В агрегатах питания предусмотрена защита от коротких замыканий на стороне выпрямленного напряжения, действующая с выдержкой времени не более 3 с, и мгновенная защита при авариях. Агрегат питания не рассчитан на работу с отключенной нагрузкой.

Электрическая структурная схема агрегатов питания серии АТФ совместно с прибором регулирования ПРТ приведена на рис. 15.21. Напряжение сети через автоматический выключатель *В*, регулятор, состоящий из тиристоров *Т1* и *Т2*, и токоограннчивающий реактор *РТ* подается на повысительный трансформатор *Тр*. Во вторичную обмотку трансформатора включен высоковольтный выпрямитель *ВВ*, положительный зажим которого заземлен через резистор *R1*, служащий для измерения тока агрегата и являющийся датчиком сигнала, пропорционального выпрямленному току и поступающего в автоматический регулятор. Отрицательный зажим высоковольтного выпрямителя через защитный реактор *РЗ* и высоковольтный соединитель *ВС* подключается к коронирующим электродам электрофильтра Э.

Автоматический выключатель с дистанционным расцепителем служит для подачи напряжения на агрегат питания и для защиты его от коротких замыканий в силовой цепи.

Тиристорный регулятор состоит из двух тиристоров, включенных по встречно-параллельной схеме, на управляющие электроды которых воздействует сигнал автоматического регулятора.

Токоограничивающий реактор предназначен для ограничения импульсов тока при искровых и дуговых разрядах в электрофильтре до 1,4—1,5 номинального значения. Он также улучшает форму кривой тока.

С низковольтного измерительного плеча делителя напряжения *R2, R3* снимается сигнал, пропорциональный выходному напряжению, и подается в автоматический регулятор.

Высоковольтный защитный реактор представляет собой высокочастотную катушку и служит для защиты агрегата питания от высокочастотных составляющих токов, возникающих при искровых разрядах в электрофильтре.

Высоковольтный соединитель служит для подключения высоковольтного кабеля электрофильтра к агрегату питания. Люки соединителя связаны с механическими заземлителями, обеспечивающими защиту от прикосновения к токоведущей шине, находящейся под высоким напряжением.

Прибор регулирования ПРТ включает в себя автоматический регулятор (блоки *1*–6), схему защиты и сигнализации (блоки *7* и *8*), автоматический выключатель и блок контроля и управления. При возникновении искровых разрядов одновременно скачкообразно снижается напряжение на электродах фильтра и возрастает ток нагрузки. Это приводит к срабатыванию селектора искровых разрядов *1*, который в свою очередь воздействует на блок переходного режима *2* и на формирователь управляющего сигнала длительного режима *3*. Блок переходного режима через блоки *4* и *5* воздействует на управляющие электроды тиристоров и может привести к снятию напряжения в первичной обмотке повысительного трансформатора на 0,02–0,03 с. При этом быстро гасится дуговой разряд. После этого следует плавное нарастание напряжения на выходе высоковольтного выпрямителя до величины, близкой к пробивному напряжению. Формирователь управляющих сигналов длительного режима *3* определяет уровень, до которого нарастает напряжение после пробоя. Этот уровень обратно пропорционален интенсивности и длительности искровых пробоев. Скорость подъема напряжения может регулироваться ступенями при помощи переключателя режимов работы.

Формирователь *5* создает импульсы управления тиристорами, а преобразователь *4* определяет момент подачи этих импульсов по отношению к фазе питающего напряжения в зависимости от амплитуды сигнала, поступающего с блоков *2* и *3*. Блок *6* представляет устройство обратной связи, предупреждающее однополупериодный режим питания повысительного трансформатора (открытие только одного тирнстора). Блок *7* при помощи блока *8* отключает автоматический выключатель при коротких замыканиях в высоковольтной цепи, длящихся более 3 с.

Агрегат имеет рабочую и аварийную сигнализацию, питающуюся от постороннего источника напряжения. При исчезновении напряжения, питающего агрегат, отключается автоматический выключатель. Комплект агрегата типа АТФ состоит из выпрямительного устройства, прибора регулирования и высоковольтного соединителя (рис. 15.22). Повысительный трансформатор, выпрямитель, токоограничивающий реактор, тиристоры и защитный реактор размещены в баке, заполненном

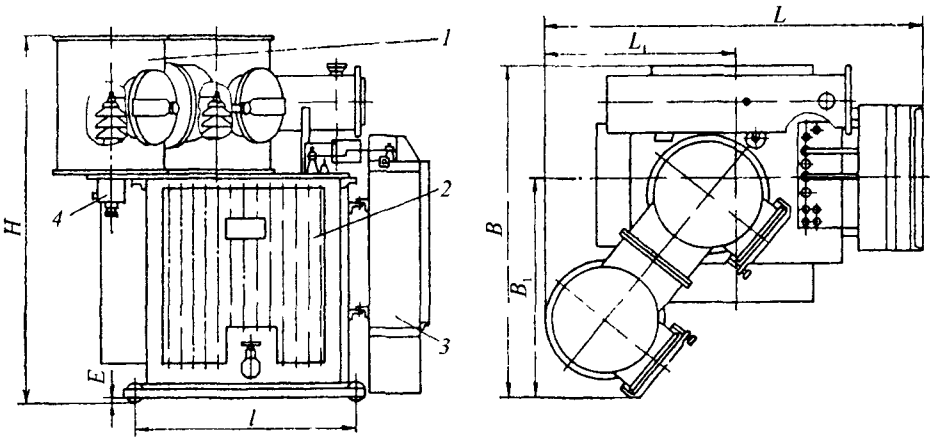


Рис. 15.22. Общий вид агрегата питания серии АТФ. Габаритные размеры — см табл. 15.7:
1 — высоковольтный соединитель; *2* — выпрямительное устройство; *3* — прибор регулирования; *4* — кабельная муфта

Таблица 15.8

Габаритные размеры и масса агрегатов питания типа АТФ

Тип агрегата	Размеры, мм							Масса, кг	
	L	L_1	B	B_1	l	E	H	исполнение У	исполнение Т
АТФ-250	2145	1060	1830	1200	1200	25	2010	1820	1820
АТФ-400	2145	1060	1830	1200	1200	25	2040	1900	1950
АТФ-600	2145	1060	1830	1200	1220	25	2040	2080	2150
АТФ-1000	2145	1060	1830	1200	1220	25	2040	2140	2210
АТФ-1600	2230	1120	1990	1240	1290	27,5	2275	2840	2930

трансформаторным маслом. На крышке бака установлено температурное реле, воздействующее на автоматический выключатель при нагреве трансформаторного масла выше 75 °С.

В верхней части прибора регулирования (в блоке контроля и управления) размещены контрольно-измерительные приборы, лампы сигнализации и органы управления агрегатом. Имеется возможность дистанционного управления агрегатом и дистанционного измерения выпрямленного тока и напряжения.

Габаритные, присоединительные размеры и масса агрегатов питания серии АТФ приведены в табл. 15.8. Агрегаты, изготовляют в климатических исполнениях У и Т категории размещения 2 и 3 по ГОСТ 15150–69.

Конструкция агрегатов допускает установку их под укрытием вне помещения, в непосредственной близости к электрофильтрам. Блок контроля и управления при этом следует устанавливать в закрытых не отапливаемых помещениях.

Агрегат типа АТТФ-80-2500 (агрегат тиристорный трехфазный для питания электрофильтров) рассчитан на выпрямленное напряжение 80 кВ (амплитудное значение) и силу тока 2500 мА (среднее значение) и является наиболее мощным агрегатом питания. Ему присущи все положительные качества, характерные для агрегатов с тиристорными регуляторами (в частности, время гашения дуги не превышает 0,01 с, время полного восстановления напряжения после пробоя 0,05 с).

Применение трехфазной мостовой схемы выпрямления позволяет повысить электрические характеристики и самого агрегата питания, а также системы электроснабжения электрофильтров. Автоматическое регулирование осуществляется по интенсивности искровых разрядов.

– АГРЕГАТЫ ПИТАНИЯ СЕРИИ АТПОМ

В 1980 г. начат выпуск агрегатов питания серии АТПОМ (агрегат трансформаторно-преобразовательный однофазный масляный). Технические данные — (см. табл. 15.9) Наименьшая сила выпрямленного тока агрегатов питания этой серии составляет 100 мА. Агрегаты можно устанавливать на открытом воздухе. Предназначены они для работы с приборами автоматического регулирования ПВП или ПРТ, которые в комплект поставки агрегатов не входят.

Принципиальная электрическая схема агрегатов питания серии АТПОМ (рис. 15.23) идентична силовой части схемы агрегатов АТФ. Агрегат состоит из повысительного трансформатора, высоковольтного выпрямителя, токоограничивающего реактора, защитного реактора, выносного тиристорного блока. В состав агрегата входят вспомогательные элементы — измерительный резистор *Rl*, высоковольтный делитель напряжения *R2, R3*, газовый разрядник, защитная цепочка, температурное реле, высоковольтный соединитель с заземлителем.

Плечи моста высоковольтного выпрямителя состоят из последовательно включенных кремниевых вентильных столбов, охваченных симметрирующими экранами, выравнивающими динамическое распределение напряжения на вентилях.

Положительный вывод высоковольтного выпрямителя заземлен через измерительный резистор *Rl*. Для предохранения от перенапряжений он шунтирован газовым разрядником,

Отрицательный потенциал с зажима высоковольтного выпрямителя через защитный реактор и высоковольтный проходной изолятор попадает на высоковольтный соединитель.

Делитель напряжения *R2, R3* предназначен для подключения вольтметра и для подачи сигнала на автоматический регулятор. Защитная цепочка *CR4* обеспечивает нормальную коммутацию силовых тиристоров.

Защита от коротких замыканий должна быть рассчитана на отключение агрегата при токе, превышающем тройное номинальное значение, за время ≤10,5 с.

Общий вид агрегата серии АТПОМ — см. рис. 15.24. На лицевой стороне агрегата имеются гнезда для установки блока формирования импульсов прибора регулирования, Низковольтные изоляторы, газовый разрядник и температурное реле закрыты специальным кожухом с сальниковыми вводами.

Таблица 15.9

Технические характеристики агрегатов питания серии АТПОМ

Тип агрегата	Выпрямленное напряжение*[1], кВ	Выпрямленный ток*[1], мА	Выходная мощность, кВт	Напряжение сети *[1], В, при частоте, Гц		Мощность, потребляемая из сети, кВА (не более)	К.П.Д.	Коэффициент мощности, (не менее)
				50	60			
АТПОМ-100	80±8*[2] / 50±3	133*[3] / 100	7,5	380; 415	380; 400; 415; 440	10	0,87	0,8
АТПОМ-250	80±3 / 50±3	330 / 250	18	380; 415	380; 400; 415; 440	26	0,90	0,82
АТПОМ-400	80±8 / 50±3	530 / 400	30	380; 415	380; 400; 415; 440	40	0,90	0,82
АТПОМ-600	80±8 / 50±3	800 / 600	45	380; 415	380; 400; 415; 440	60	0,90	0.83
АТПОМ-1000	80±8 / 50±3	1330 / 1000	75	380; 415	380; 400; 415; 440	100	0,92	0,83
АТПОМ-1600	80±8 / 50±3	2130 / 1600	121	380; 415	380; 400; 415; 440	160	0,94	0,83

*[1] Номинальные величины.

*[2] В числителе — максимальное значение, в знаменателе — среднее.

*[3] В числителе — действующее значение, в знаменателе — среднее.

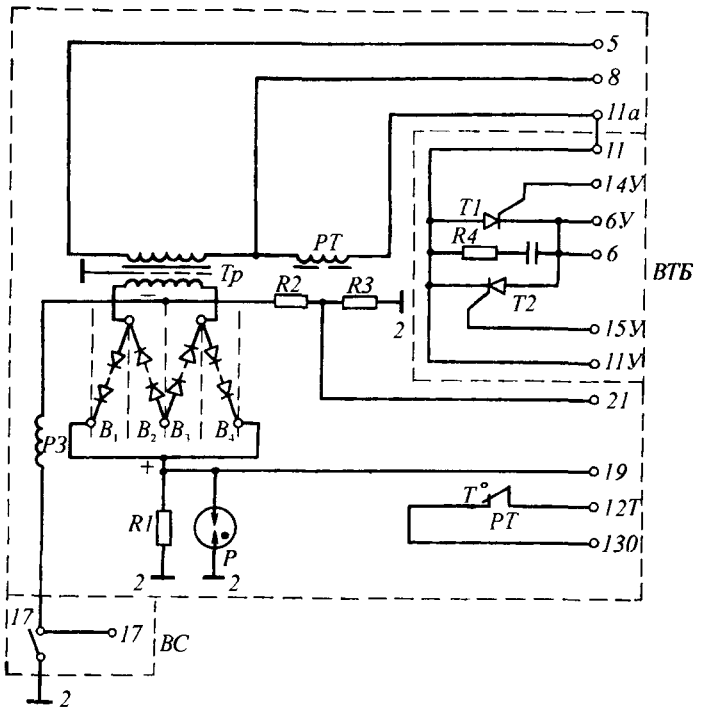


Рис. 15.23. Принципиальная электрическая схема агрегата серии АТПОМ:
Тр —трансформатор повысительный; *РТ* — реактор токоограничивающий; *В1–В4* — высоковольтный выпрямитель; *РЗ* — реактор защитный; *Р* — разрядник газовый; *R1* — резистор измерительный; *R2, R3* — делитель напряжения; *С, R4* — конденсатор и резистор защитной цепочки; *Т1, Т2* — тиристоры силовые; *РТ* — термореле; *ВС*—высоковольтный соединитель с заземлителем; *ВТБ* — выносной тиристорный блок

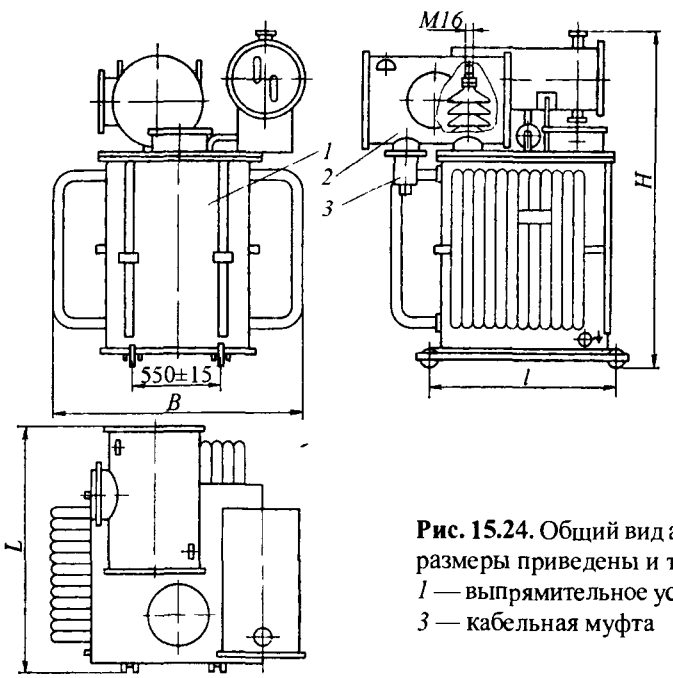


Рис. 15.24. Общий вид агрегата питания серии АТПОМ. Габаритные размеры приведены и табл. 15.10:
1 — выпрямительное устройство: *2* — высоковольтный соединитель; *3* — кабельная муфта

На торцевой стенке высоковольтного соединителя имеется заглушка, которая при наружной установке агрегата снимается, и через образовавшееся отверстие агрегат может быть соединен с токоведущими частями электрофильтра. Высоковольтный соединитель допускает поворот на крышке агрегата вокруг высоковольтного проходного изолятора на 90°.

Габаритные размеры и масса агрегатов—см. табл. 15.10.

Таблица 15.10

Габаритные размеры и масса агрегатов типа АТПОМ

Тип агрегата	Размеры, мм				Масса*, кг
	L	*B*	*H*	*l*	
АТПОМ-100	1700	1220	1920	1070	1450
АТПОМ-250	1800	1220	1920	1220	1600
АТПОМ-400	1800	1240	1920	1220	1700
АТПОМ-600	1800	1260	1920	1220	1900
АТПОМ-1000	1800	1280	1920	1220	2000
АТПОМ-1600	1900	1500	2180	1290	2650

* Указана наибольшая масса из двух климатических исполнений У и Т.

Агрегаты изготовляют в климатических исполнениях У и Т категории размещения 1 по ГОСТ 15150–69.

– ПРИБОР РЕГУЛИРОВАНИЯ ПВП

Прибор регулирования служит для управления, регулирования и контроля четырех агрегатов питания серии АТПОМ, подключенных к отдельным полям одного электрофильтра.

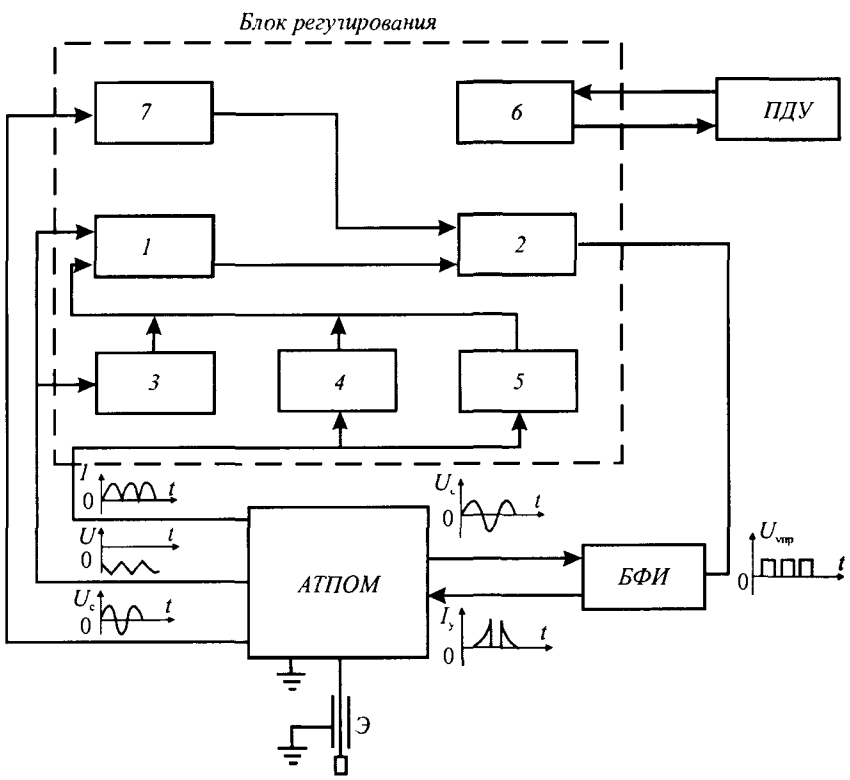


Рис. 15.25. Структурная схема блока регулирования прибора ПВП:
1 — интегратор напряжения электрофильтра; *2* — амплитудно-фазовый преобразователь; *3* — селектор искровых разрядов; *4* — устройство ограничения тока электрофильтра; *5* — устройство блокировки перерегулирования; *6* — блок коммутации и сигнализации; *7* — блок питания; *БФИ* — блок формирования импульсов управления прибора ПВП; *ПДУ* — прибор дистанционного управления; *АТПОМ* — агрегат питания; *Э* — одно из полей электрофильтра

Прибор позволяет выполнять:

1) автоматическое регулирование работы агрегатов по интенсивности искрения в электрофильтре;

2) ручное регулирование, которое предназначено только для пуско-наладочных работ;

3) местный и дистанционный пуск и выключение агрегатов;

4) местное и дистанционное измерение выпрямленных напряжения и силы тока на каждом из агрегатов питания с погрешностью не более ±5%;

5) местную и дистанционную сигнализацию состояния агрегатов;

6) защиту агрегатов питания от холостого хода и от короткого замыкания на выходе;

7) технологическую и аварийную блокировки.

Прибор ПВП содержит четыре независимых канала управления. Каждый канал управления включает блок регулирования и блок формирования импульсов управления. В составе блока регулирования — интегратор напряжения электрофильтра, амплитудно-фазовый преобразователь, селектор искровых разрядов, устройство ограничения тока электрофильтра, устройство блокировки перерегулирования, блок коммутации и сигнализации, блок питания (рис. 15.25). На блок регулирования от преобразовательного агрегата АТПОМ поступают сигналы, пропорциональные выпрямленному напряжению (с контакта 21) и току (с контакта 19 на рис. 15.23).

Интегратор напряжения преобразует сигнал управления, пропорциональный напряжению на электрофильтре, и сигнал селектора искровых разрядов, пропорциональный интенсивности искровых разрядов, в выходной сигнал, поступающий в амплитудно-фазовый преобразователь. Рост напряжения на электрофильтре вызывает увеличение выходного сигнала и увеличение угла регулирования тиристоров агрегата (положительная обратная связь).

В то же время, чем больше интенсивность искрения, тем больше выходной сигнал селектора искровых разрядов, что вызывает снижение уровня выходного сигнала интегратора напряжения и уменьшение угла регулирования тиристоров (отрицательная обратная связь). Постоянная времени интегратора напряжения электрофильтра определяет закон регулирования при работе электрофильтра в режиме искровых и дуговых пробоев.

Амплитудно-фазовый преобразователь преобразует сигнал, поступающий от интегратора напряжения электрофильтра, в импульсы, длительность которых зависит от величины сигнала интегратора и определяет угол регулирования силовых тиристоров. Импульсы выходного напряжения синхронизованы с напряжением на тиристорах. При отсутствии сигнала от интегратора амплитудно-фазовый преобразователь генерирует импульсы напряжения, параметры которых определяют минимальную величину угла регулирования силовых тиристоров.

Селектор искровых разрядов служит для регулирования при искровых и дуговых разрядах и для устранения взаимосвязи между регулированием в безыскровом и искровом режимах. Он формирует импульсные сигналы, пропорциональные интенсивности искровых разрядов. Увеличение интенсивности искрения ведет к возрастанию выходного сигнала селектора искровых разрядов.

Устройство ограничения тока электрофильтра сопоставляет значение тока, потребляемого электрофильтром, с заданным значением тока и формирует импульсы напряжения при превышении первого над вторым. Выходные импульсы воздействуют на интегратор напряжения и уменьшают его выходной сигнал.

Устройство блокировки перерегулирования повышает чувствительность системы регулирования к пробоям в электрофильтре при полном открытии силовых тиристоров. Кроме того, устройство служит для ограничения перенапряжений, возникающих на выходе агрегата при включении его без нагрузки.

Блок коммутации и сигнализации производит подключение и отключение выхода блока регулирования на блок формирования импульсов управления прибора ПВП, обеспечивает рабочую и аварийную сигнализацию, осуществляет связь с прибором дистанционного управления и обеспечивает согласованное действие с различного рода блокировками.

Блок питания, кроме питания составных частей блока регулирования, осуществляет выдачу сигнала синхронизации работы силовых тиристоров на амплитудно-фазовый преобразователь.

Первоначально амплитудно-фазовый преобразователь формирует минимальный угол регулирования силовых тиристоров. Далее благодаря положительной обратной связи по напряжению рост

напряжения на электрофильтре (в результате протекания тока через электрофильтр) приводит к увеличению угла регулирования тиристоров, что ведет к еще большему росту напряжения на электрофильтре, т.е. происходит самовозбуждение напряжения. Этот процесс продолжается до тех пор, пока не наступит полное открытие силовых тиристоров, или пока ток агрегата питания не возрастет до предельно допустимой величины, или пока не возникнут искровые и дуговые пробои в электрофильтре.

При работе электрофильтра в режиме искровых и дуговых пробоев прибор ПВП осуществляет отрицательную обратную связь по интенсивности искрения. Увеличение ее вызывает уменьшение угла регулирования силовых тирнсторов и снижение напряжения на электрофильтре.

Выходные сигналы блока регулирования управляют работой тиристорного оптрона [1] блока формирования импульсов. Этот блок формирует из напряжения на анодах силовых тиристоров агрегата питания импульсы управления и распределяет их между управляющими электродами этих тиристоров.

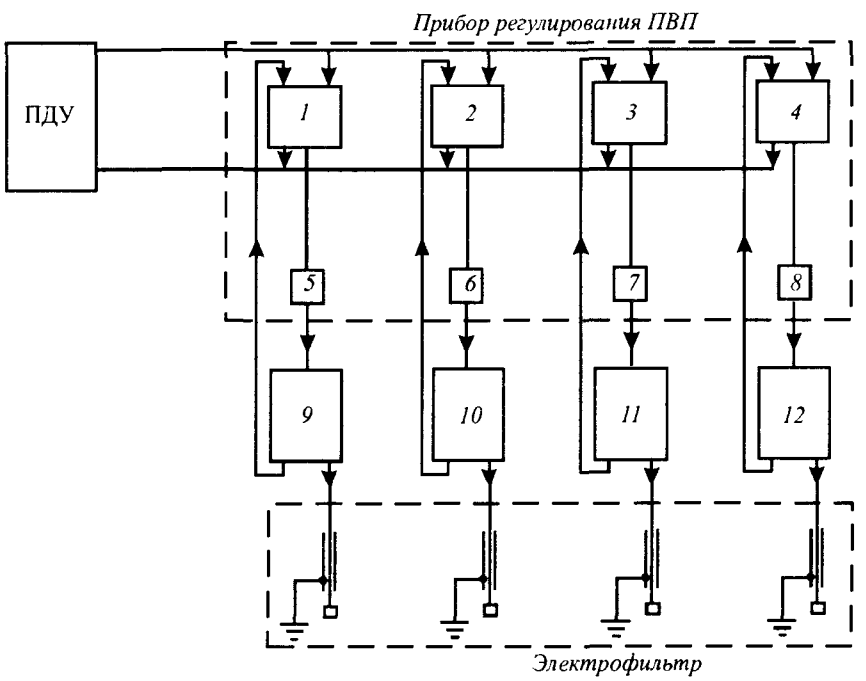


Рис. 15.26. Структурная схема прибора регулирования серии ПВП:
1–4 — блоки регулирования прибора ПВП; *5–8* — блоки формирования импульсов управления прибора ПВП; *9–12* — агрегаты питания серии АТПОМ; *ПДУ* — прибор дистанционного управления

Прибор регулирования ПВП состоит из стойки (600×650×1600 мм), в которой размещены четыре одинаковых блока регулирования, и четырех блоков формирования импульсов управления (150×150×175 мм), устанавливаемых непосредственно на агрегатах питания серии АТПОМ. На лицевой панели каждого блока регулирования располагаются органы управления, измерения и сигнализации. Структурная схема прибора ПВП показана на рис. 15.26. Стойку блоков регулирования следует устанавливать в отапливаемом помещении.

Прибор ПВП рассчитан на подключение к двум фазам трехфазной сети напряжением 380, 400, 415, 440 В при частоте 50 Гц или напряжением 400, 415, 440 В при частоте 60 Гц. Питание цепи сигнализации производится от сети напряжением 220 В при частоте 50 или 60 Гц.

[1] Тиристорный оптрон — это комбинированный полупроводниковый прибор, состоящий из переключающего элемента, управляемого светоизлучающим диодом.

– ПРИБОР ДИСТАНЦИОННОГО УПРАВЛЕНИЯ ПДУ

Прибор дистанционного управления ПДУ предназначен для дистанционного управления, контроля выходных параметров и сигнализации режимов работы восьми агрегатов питания АТПОМ серии путем воздействия на соответствующие цепи приборов регулирования ПВП.

При дистанционном управлении посредством прибора ПДУ первоначально осуществляется (путем нажатия соответствующей кнопки) вызов того или иного агрегата питания ("Выбор агрегата"). До этого необходимо блоки регулирования прибора ПВП перевести на дистанционное управление. После этого посредством прибора ПДУ можно производить операции "Пуск", "Стоп", "Снятие сигнала аварии". Прибор обеспечивает измерение тока и напряжения на нагрузке агрегатов питания (класс точности не ниже 5,0). Шкала прибора, измеряющего среднее значение тока нагрузки агрегата питания, градуирована в процентах от номинального значения, а шкала прибора, измеряющего среднее значение напряжения на электрофильтре — в киловольтах. Сигнализация рабочего и аварийного режимов работы всех агрегатов питания осуществляется прибором ПДУ независимо от выбора агрегата питания. При аварийном режиме лампа сигнализации горит мигающим светом.

Прибор ПДУ имеет выводы для подключения звуковой сигнализации при аварийном режиме работы агрегатов питания, а также световую сигнализацию замыкания внешнего контакта.

Прибор дистанционного управления может быть удален от стойки блоков регулирования прибора ПВП на расстояние до 150 м. Его устанавливают на щите управления с вырезом 480×118 мм или на столе оператора в диспетчерском пункте.

Прибор ПДУ рассчитан на подключение к сети переменного тока напряжением 220 В частотой 50 Гц или к сети напряжением 220, 230, 240 и 250 В частотой 60 Гц. Габаритные размеры прибора ПДУ: 500×320×118 мм. Масса — не более 10 кг.

– ВЫБОР АГРЕГАТОВ ПИТАНИЯ

Уменьшение концентрации частиц пыли по длине электрофильтра требует различных электрических режимов работы по его полям, поэтому каждое поле подключают к отдельному агрегату питания.

Ток I(А), потребляемый отдельным полем электрофильтра, можно рассчитать по удельному току короны i (мА/м) и активной длине коронирующих электродов l (м): $I = 10^{-3}il$.

Величины удельного тока короны принимают для расчета на основании опыта работы электрофильтров в данном технологическом процессе. Они обычно составляют 0,08–0,1 мА/м для гладких коронирующих электродов и 0,18–0,25 мА/м для коронирующих электродов с фиксированными разрядными точками. Ток коронирующих электродов можно относить к единице поверхности осадительных электродов, что дает возможность сопоставлять коронирующие электроды различных конструкций. По рассчитанному потребляемому току подбирают такой тип агрегата питания, который по возможности был бы полностью загружен по току.

Для определения потребляемой мощности агрегатов питания, не полностью загруженных по току и напряжению, в практике проектирования пользуются коэффициентами загрузки. Коэффициент загрузки по току K_i определяют как отношение тока, потребляемого коронирующими электродами одного поля электрофильтра, к номинальному току выбранного агрегата питания $K_i = I/I_{ном}$. Аналогично определяют коэффициент загрузки по напряжению K_U. Мощность, потребляемая агрегатом питания при данной нагрузке: $P = K_i K_U P_{ном}$.

Обычно потребляемую агрегатом питания мощность (кВт) рассчитывают по следующей формуле:

$$P = U_m I_{ср} K_ф \cos\varphi / 1{,}41\eta \qquad (15.1)$$

где U_m — максимальное значение выпрямленного напряжения, кВ; $I_{ср}$ — среднее значение тока одного поля электрофильтра, А; $K_ф$ — коэффициент формы кривой тока, равный отношению действующего значения тока к его среднему значению, $K_ф = 1{,}1 \div 1{,}4$; η — коэффициент полезного действия агрегата питания; $\cos\varphi$ — коэффициент мощности агрегата питания.

15.2.4. ВЫСОКОВОЛЬТНЫЙ КАБЕЛЬ ДЛЯ ЭЛЕКТРОФИЛЬТРОВ

Для передачи электрической энергии от агрегатов питания к электрофильтрам применяют специальные одножильные высоковольтные кабели в алюминиевой или свинцовой оболочке, рассчитанные на постоянное напряжение 75 кВ. Кабели имеют алюминиевую токопроводящую жилу (первая буква в обозначении марки кабеля), которая состоит из скрученных алюминиевых проволок и имеет сечение 50 мм^2. Жила обмотана лентой электропроводящей перфорированной бумаги для выравнивания электрического поля, в котором находится изоляция кабеля. Изоляцию изготовляют из однослойной кабельной бумаги толщиной от 30 до 240 мкм марки КВ. Бумажная изоляция пропитана маслоканифольным составом и имеет толщину 9–12 мм. Поверх изоляции накладывают экран из металлизированной бумаги и алюминиевую или свинцовую оболочку (материал оболочки — вторая буква в марке кабеля). Толщина свинцовой оболочки 1,4 мм, алюминиевой — не менее 1,5 мм. Далее наносят защитные покровы, состоящие из подушки, бронепокрова и наружного покрова. Подушка предназначена для предохранения металлической оболочки кабеля от коррозии и повреждения стальными лентами брони при ее наложении и при прокладке кабеля. В кабелях электрофильтров подушку под броней делают из пластмассовых лент (обозначение "л"). Бронепокров предохраняет оболочку кабеля от механических повреждений. Поверх брони обычно накладывают антикоррозионный наружный покров из битумного компаунда и пропитанной кабельной пряжи. Отсутствие наружных покровов поверх брони обозначается буквой Г. У кабелей без бронепокрова имеется выпрессованный наружный шланг из поливинилхлорида (полиэтилена) (обозначается буквами Шв). Пример условного обозначения кабеля: АСБЭ 1×50–75 означает кабель с алюминиевой жилой в свинцовой оболочке с защитным бронепокровом и с антикоррозионным наружным покровом для электрофильтров, одножильный, сечение жилы 50 мм^2, напряжение 75 кВ.

К агрегату питания и к электрофильтру кабель присоединяют с помощью концевых кабельных муфт, представляющих собой один из видов проходных изоляторов (рис. 15.27). Муфты, применяемые в электрофильтрах, рассчитаны для работы при выпрямленном напряжении до 75 кВ и устанавливаются в кожухах, примыкающих к изоляторным коробкам. На агрегатах питания кабельные муфты также помещают в специальные кожухи.

Высоковольтный кабель при устройстве кабельных линий должен быть проложен так, чтобы он не подвергался в процессе эксплуатации растягивающим усилиям. С этой целью его укладывают с запасом по длине для компенсации возможных температурных деформаций самого кабеля и конструкций, по которым он проложен. Кабели, проложенные по вертикальным конструкциям и стенам, жестко закрепляют с тем, чтобы предотвратить деформацию оболочек и избежать нарушения соединения жил в муфтах под действием собственного веса кабеля. Радиус изгиба

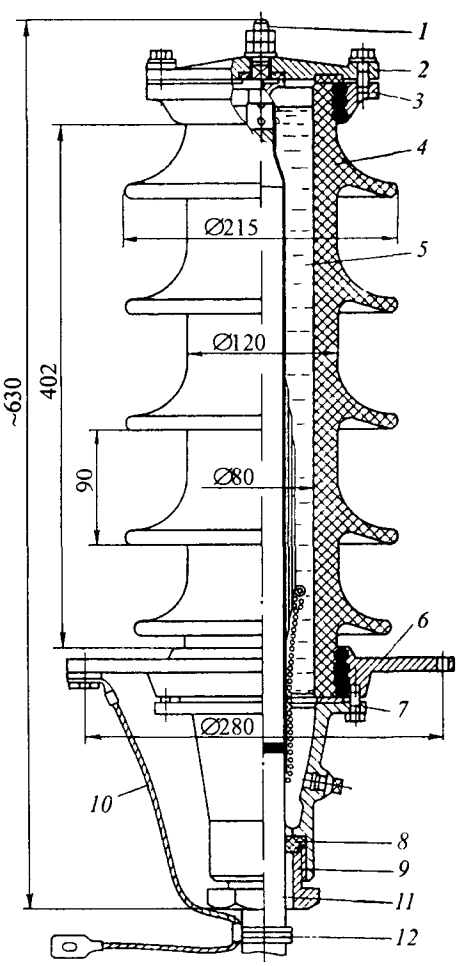


Рис. 15.27. Концевая кабельная муфта:
1 — наконечник; *2* — верхняя плита; *3* — чугунный фланец; *4* — изолятор; *5* — заливочная масса; *6* — фланец муфты; *7* — корпус муфты; *8* — набивка сальниковая; *9* — гайка сальниковая; *10* — заземляющий провод; *11* — кабель; *12* — бандаж

при прокладке кабеля при температуре не ниже 0 °С не должен быть меньше 25-кратного наружного диаметра кабеля.

Для прокладки в земле применяют кабели марок АСБЭ, ААБлЭ и ААШвЭ; кабель последней марки можно, кроме того, применять для прокладки внутри помещений, в туннелях и каналах наряду с кабелями марок АСБГЭ, ААБлГЭ и АСШвЭ (ГОСТ 6925–75). Кабели со свинцовой оболочкой используют только для прокладки в особо агрессивных средах, а также в зонах, представляющих опасность вследствие электрокоррозии. В остальных случаях применяют высоковольтные кабели в алюминиевой оболочке. После прокладки высоковольтный кабель должен выдержать испытательное постоянное напряжение 150 кВ в течение 10 мин.

Искровые и дуговые пробои в электрофильтре вызывают высокочастотный колебательный процесс в цепи агрегат питания – высоковольтный кабель – электрофильтр, которая представляет собой колебательный контур *LC* с распределенными параметрами. Высокочастотные перенапряжения приводят к ускоренному старению изоляции и выходу кабеля из строя. Поэтому при эксплуатации кабели должны быть защищены от высокочастотных перенапряжений. С этой целью между кабелем и вводом в электрофильтр включают так называемое защитное сопротивление высоковольтного кабеля (ЗСК) величиной 250–300 Ом, которое размещают в изоляторной коробке. Оно снижает добротность колебательного контура, превращает переходный процесс в системе из колебательного в апериодический и тем самым предотвращает возникновение опасных перенапряжений.

15.3. ПРЕОБРАЗОВАТЕЛЬНЫЕ ПОДСТАНЦИИ

Электроагрегаты питания электрофильтров устанавливают в специальных помещениях, называемых преобразовательными подстанциями. В соответствии с требованиями, предъявляемыми к закрытым распределительным устройствам напряжением свыше 1000 В, высота подстанции в свету должна быть не менее 4 м. При длине подстанции более 7 м она должна иметь два выхода.

В помещении подстанции может быть установлено не более 20 агрегатов питания с общим количеством масла до 10 т или 12 агрегатов с общим количеством масла до 12 т. Рекомендуемая компоновка агрегатов при разной ширине подстанции приведена на рис. 15.28.

Подстанция должна быть снабжена приточно-вытяжной вентиляцией. Питание подстанции от заводских понизительных подстанций осуществляется через кабели 380–500 В. К осадительным электродам ток подводится стальной шиной, присоединенной в нескольких местах к контуру заземления.

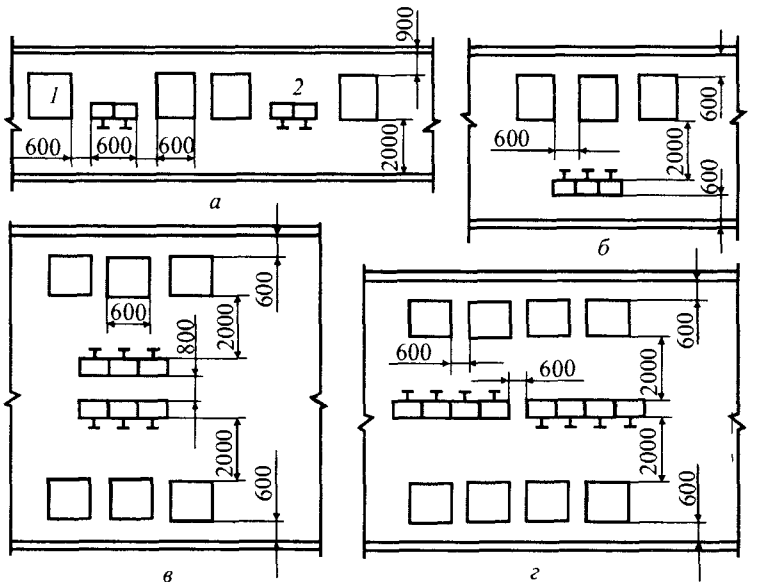


Рис. 15.28. Рекомендуемая компоновка агрегатов пнтания при разной ширине подстанции:
а — <6 м; *б* — 6; *в* — 12; *г* — 9 м.
1 — повысительно-выпрямительные блоки; *2* — пульт управления

Заземлитель выполняется из стальных труб, забиваемых в землю на глубину ~3 м и связанных приваренной к ним стальной полосой. Контур заземления представляет собой кольцо сечением 25×4 мм, соединенное с заземлителем, к которому присоединены все металлоконструкции и элементы подстанции, не находящиеся под напряжением, в том числе и шина положительной полярности.

К коронирующим электродам ток подводится по высоковольтному бронированному одножильному кабелю.

Для подавления радиотелевизионных помех все здание подстанции экранируется металлической сеткой, закладываемой в стены здания. Кроме того, в агрегатах устанавливают фильтры высокой частоты в виде дроссельных катушек с большим индуктивным и малым активным сопротивлением.

В последнее время в связи с широким внедрением автоматических агрегатов практикуют их размещение под шатром непосредственно на крыше электрофильтра. При этом значительно сокращаются длины кабелей и отпадает необходимость сооружения преобразовательной подстанции, так как панели управления могут быть расположены в помещении оператора, ведущего основной технологический процесс.

15.4. ЭКСПЛУАТАЦИЯ ЭЛЕКТРОФИЛЬТРОВ

15.4.1. ВЛИЯНИЕ РАЗЛИЧНЫХ ФАКТОРОВ НА РАБОТУ ЭЛЕКТРОФИЛЬТРА

При приемке электрофильтра особое внимание следует уделять качеству и центровке коронирующих электродов. Если диаметры электродов различны, то при возникновении короны на тонких электродах коронирования на более толстых электродах не происходит. В случае повышения напряжения для получения короны на толстых электродах может наступить пробой на тонких электродах. При неправильной центровке в месте сближения электродов пробой может произойти раньше, чем в остальных местах начнется устойчивое коронирование.

Приближение коронирующего электрода к осадительному хотя бы в одном месте приводит к необходимости снижать напряжение на электрофильтре вследствие опасности пробоя в этом месте. Аналогично влияют любое случайное острие, неровность, заусеница. Все электроды должны быть тщательно обработаны.

Влияние скорости газов. Чем больше скорость газов, тем меньших размеров требуются электрофильтры, а, следовательно, меньше их стоимость. В то же время уменьшается время пребывания частиц в аппарате. Кроме того, с увеличением скорости возрастают турбулентность потока и вторичный унос уже уловленных частиц. В большинстве случаев электрофильтр работает достаточно хорошо, если время пребывания частиц в активной зоне составляет 8–12 с, что обычно соответствует скорости газового потока 1,0–1,5 м/с.

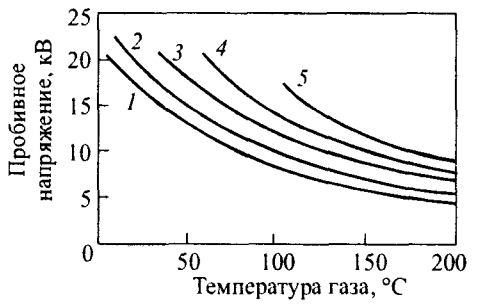


Рис. 15.29. Зависимость пробивного напряжения от температуры и влажности воздуха:
1—прн влажностн 1 %; *2* — 5; *3* — 10: *4* — 15; *5* — 20 %

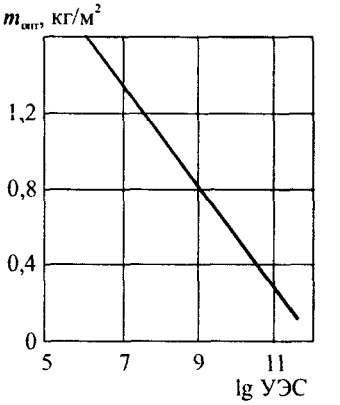


Рис. 15.30. Зависимость оптимальной пылеемкости осадительного электрода $m_{опт}$ от УЭС осажденной пыли

Практика показала, что при работе на некоторых пылях цветной металлургии для получения эффективных результатов приходится снижать скорость газов в активной зоне электрофильтров до 0,5 и даже до 0,25 м/с. Следует иметь в виду, что увеличение подсосов воздуха приводит к превышению оптимальных скоростей газа и резкому ухудшению эффективности электрофильтра.

Влияние параметров газа. Вопреки вольтамперным характеристикам коронного разряда, согласно которым ток короны уменьшается с увеличением влажности газа, последняя влияет положительно на работу электрофильтра. Это объясняется тем, что, во-первых, вследствие адсорбции молекул воды частицами пыли увеличивается проводимость пылевого слоя и, во-вторых, с повышением влажности растет величина пробойного напряжения. Это позволяет работать при более высоких напряженностях электрического поля (рис. 15.29). Температура газа отрицательно влияет на работу электрофильтра. С повышением температуры снижается величина пробойного напряжения и увеличиваются вязкость газа, а также объемы и скорости газа. Повышение давления газа отрицательно сказывается на эффективности работы электрофильтра из-за снижения подвижности ионов.

Влияние вида топлива. Физико-химические свойства топлива и технология его сжигания также влияют на скорость дрейфа частиц. Поэтому изменение состава газов, особенно присутствие серного ангидрида, оказывает значительное влияние на работу электрофильтра.

Влияние запыленности газа и размеров частиц. Повышение запыленности газа сверх определенного предела ухудшает эффективность фильтра в связи с уменьшением ионного тока. Появляются признаки частичного запирания короны, которое для многих пылей может перейти в полное запирание ее уже при запыленности газа 20–25 г/м^3.

Кроме того, высокая запыленность газов усложняет удаление пыли с электродов, повышает нагрузку на опорные конструкции их, а также интенсивность работы и износ встряхивающих механизмов.

С увеличением размеров частиц до 20–25 мкм возрастает эффективность их улавливания. Наибольшая эффективность наблюдается при размерах частиц 20–40 мкм. При наличии более крупных частиц эффективность иногда может уменьшаться. Последнее объясняется тем, что по своему составу пыль неоднородна; обычно крупные частицы имеют большую проводимость и поэтому склонны к вторичному уносу.

Влияние загрязнения электродов. Чистота коронирующих электродов — один из важнейших факторов нормальной эксплуатации электрофильтров. При загрязнении хорошо проводящей пылью диаметр коронирующего электрода как бы возрастает, вследствие чего требуется увеличение начального напряжения короны. При загрязнении плохо проводящей пылью коронирующий электрод покрывается изолирующим слоем и коронирование может вообще прекратиться.

Мерой загрязнения осадительного электрода является пылеемкость, т.е. масса пыли, осевшая на единице его поверхности перед встряхиванием; она существенно влияет на величину вторичного уноса пыли. С одной стороны, увеличение пылеемкости уменьшает вторичный унос при встряхивании, а с другой — чрезмерная пылеемкость вызывает самообрушение осажденной пыли, при котором вторичный унос возрастает. Оптимальная величина пылеемкости $m_{опт}$ зависит от удельного электрического сопротивления (УЭС) слоя пыли (рис. 15.30). Исходя из нее можно определить оптимальный интервал между ударами по электроду при встряхивании $t_{уд}$:

$$t_{уд} = 16{,}7 F_п m_{опт} / V z_1 h, \qquad (15.2)$$

где $F_п$ — площадь осаждения пыли, м^2; V — расход газа, поступающего в поле, м^3/ч; z_1 — запыленность при входе в поле, г/м^3; h — степень очистки газа полем электрофильтра.

Соблюдение режима встряхивания—важный фактор нормальной эксплуатации электрофильтра.

15.4.2. ЭЛЕКТРИЧЕСКИЕ РЕЖИМЫ ПИТАНИЯ ЭЛЕКТРОФИЛЬТРОВ

Эффективность работы электрофильтра в большой мере зависит от его электрического режима, в частности от поддержания максимально возможного напряжения на электродах. Скорость дрейфа частиц примерно пропорциональна квадрату приложенного напряжения.

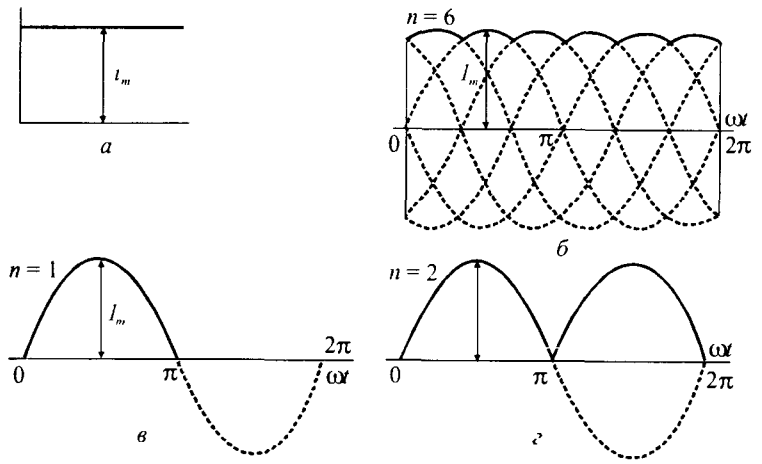


Рис. 15.31. Форма волны напряжения выпрямленного тока:
а — постоянный ток; *б* — выпрямленный трехфазный ток; *в* — выпрямленный однофазный ток при однополупериодном выпрямленин; *г* — то же, при двухполупериодном выпрямлении

В настоящее время все промышленные электрофильтры работают при отрицательной полярности коронирующего электрода. Основанием для этого являются: большая подвижность отрицательных ионов, заполняющих внешнюю зону коронного разряда, по сравнению с положительными; более высокое значение пробивного напряжения, чем при короне положительного знака; более устойчивый характер коронного разряда.

На работу электрофильтров существенно влияет и форма волны напряжения (рис. 15.31). Чисто постоянный ток имеет форму волны, приближающуюся к прямой линии. Наиболее близкую к ней форму волны получают при выпрямлении трехфазного тока. При однофазном выпрямлении волна получается пульсирующей. Особенно резкие пульсации наблюдаются при однополупериодном выпрямлении, когда одна полуволна вообще исчезает. Двухполупериодное выпрямление дает более сглаженную форму волны.

Одно из основных условий работы электрофильтра — быстрое гашение постоянно возникающих в электрофильтре дуговых пробоев. С этой точки зрения оптимальным является пульсирующее напряжение, так как падение потенциала в каждом полупериоде облегчает условие отсечки напряжения. Поэтому постоянный и трехфазный ток для питания электрофильтров не применяют.

Наибольшее распространение получило двухполупериодное выпрямление. Однополупериодные выпрямители рекомендуется применять для высокоомных пылей с удельным сопротивлением свыше 10^{11} Ом·см и высокой концентрацией пыли в газе, т.е. для первых полей.

Последние поля, работающие более устойчиво с меньшей пылевой нагрузкой и большими токами короны, можно питать током со сглаженной формой волны напряжения от двухполупериодных выпрямителей. Для обеспечения индивидуального режима питания активную зону электрофильтра делят на ряд электрических полей, каждое из которых питается от своего агрегата.

Применение нескольких полей упрощает конструкцию электрофильтра, которая при большой длине поля оказывается слишком громоздкой. Крупные электрофильтры обычно делят на две параллельно работающие секции. С одной стороны, это вызвано стремлением ограничить число электродов, подключаемых к одному источнику питания, а с другой — секционирование позволяет отключать часть установки, упрощает конструирование электрофильтров большого сечения, облегчает равномерное распределение газов по сечению электрофильтра.

При улавливании высокоомных пылей весьма перспективно применение знакопеременного напряжения и импульсного питания электрофильтров. При импульсном питании на постоянный ток накладываются импульсы высокого напряжения, получаемые с помощью специального импульсного генератора в количестве 25–400 импульсов в секунду. В результате можно получить более высо-

кое рабочее напряжение без дугового пробоя. При применении знакопеременного напряжения на электродах попеременно осаждаются то положительно, то отрицательно заряженные частицы и таким образом слой оказывается электрически нейтральным, что значительно облегчает условия встряхивания электродов. В обоих случаях значительно снижается интенсивность обратной короны, а иногда и вообще предотвращается ее появление. Те и другие источники питания уже разработаны и в ближайшее время получат промышленное применение, что должно существенно улучшить технико-экономические показатели электрофильтров. Для новых электрофильтров типа ЭГВ с увеличенным до 460 мм межэлектродным расстоянием агрегаты питания будут выпускаться на рабочее напряжение до 110 кВ.

15.4.3. ЭКСПЛУАТАЦИЯ ЭЛЕКТРОФИЛЬТРОВ

Ввод электрофильтра в эксплуатацию осуществляют по специально разработанной программе. Перед пуском аппарата в работу снимают вольтамперную характеристику на воздухе, позволяющую оценить качество монтажа. После ввода электрофильтра в эксплуатацию необходимо отработать режим встряхивания электродов и газораспределительных решеток.

При нормальной эксплуатации поля электрофильтра должны питаться от своих рабочих агрегатов. При неисправности агрегата необходимо перевести питание на резервный агрегат, а в случае его отсутствия — на агрегат соседнего поля. Для обеспечения нормальной эксплуатации необходимо выполнение следующих требований.

Охлаждение газов. Наиболее эффективно охлаждение в котлах-утилизаторах или поверхностных холодильниках с использованием отнятого от газов тепла. Возможно также охлаждение впрыском воды или подмешиванием холодного воздуха. Последний способ особенно неэкономичен, так как связан со значительным увеличением объема газа, т. е. непроизводительным увеличением сечения газового тракта, размеров газоочистки и мощности дымососа.

Увлажнение газов. При малой влажности газов (менее 50 г/м^3) работа электрофильтров в большинстве случаев неустойчива. Поэтому часто газы приходится увлажнять до 70–80 г/м^3. Это делается за счет испарения впрыскиваемой в газ тонкораспыленной воды. Для совмещения процессов увлажнения и охлаждения газа обычно используют скрубберы, устанавливаемые перед электрофильтром. Хорошие результаты получают при смешивании газа с паром: на коротком участке пути можно получить значительное увлажнение газа. Однако этот способ, как правило, неэкономичен.

Поддержание расчетной скорости газов. С течением времени разрушается кладка боровов, нарушается плотность швов, фланцевых соединений, прокладок смотровых люков, герметичность пылеспускных устройств и т.п. В результате увеличиваются присосы и объемы проходящего через электрофильтр газа начинают возрастать. В процессе эксплуатации нужно тщательно следить за плотностью всех соединений.

Кондиционирование газа. При высоком удельном сопротивлении пыли во избежание образования обратной короны газ необходимо кондиционировать. При улавливании магнезитовой пыли достаточно кондиционировать газы с помощью подачи в них пара. В более сложных случаях возможно добавление в газы серного ангидрида, аммиака, хлоридов натрия и калия. Вопросы кондиционирования газов изучены недостаточно и требуют промышленной проверки.

Снижение запыленности газа. Если в процессе эксплуатации электрофильтра запыленность систематически повышается до 25–30 г/м^3 и более, то следует принимать меры, обеспечивающие нормальную работу аппарата. Несколько ослабить явление запирания короны можно повышением напряжения на электродах, снижением скорости пылегазового потока, применением многопольных фильтров. Более радикальным решением вопроса является установка перед электрофильтром аппарата грубой очистки, снижающего концентрацию пыли до допустимых пределов.

Предварительная коагуляция пыли. При работе на очень тонкодисперсных пылях эффективность работы электрофильтра может быть довольно низкой. Для повышения ее можно применить предварительную коагуляцию (агрегирование) частиц пыли. Коагуляция осуществляется различны-

ми способами: пропуском газа через акустическое или электрическое поле, а также через какой-либо аппарат мокрой очистки, работающий в режиме коагуляции.

Работа систем пыле- и шламоулавливания. Необходимо внимательно следить за уровнем пыли в бункерах. Переполнение бункеров может привести к короткому замыканию и отключению электрофильтра, а также к слеживанию и схватыванию некоторых пылей, что в дальнейшем крайне затруднит их удаление из бункера.

Изоляция корпуса. Некачественная изоляция корпуса или ее нарушение приводит к местному охлаждению стенок и, как следствие, к их коррозии и налипанию пыли. Кроме того, плохая изоляция обусловливает большие температурные перепады, вызывающие деформации и коробление корпусов, что особенно опасно для высокотемпературных аппаратов и аппаратов больших размеров.

15.4.4. ВЫБОР И РАСЧЕТ ЭФФЕКТИВНОСТИ ЭЛЕКТРОФИЛЬТРОВ

Тип электрофильтра выбирают в соответствии с предъявляемыми к нему требованиями с учетом свойств и особенностей пыли и газа, подлежащего очистке, на основе имеющегося каталога. Данные по основным наиболее распространенным электрофильтрам приведены выше. На основании заданного расхода газа и рекомендуемой его скорости в активном сечении подбирают наиболее подходящий типоразмер фильтра. После этого производят расчет электрических параметров, в результате которого определяют напряженность электрического поля. Далее на основе состава дымовых газов находят их вязкость. По окончании этих вспомогательных расчетов переходят к определению эффективности работы электрофильтра, в основе которого лежит теоретическая формула, полученная Дейчем [169].

Следует отметить, что формула Дейча получена для идеальных условий и к расчету реального фильтра непосредственно не может быть применена, так как не учитывает ряда факторов, связанных с работой электрофильтра в производственных условиях. К числу этих факторов относятся проскок частиц через неактивные зоны электрофильтра, вторичный унос частиц при встряхивании электродов, неоднородность поля концентраций пылегазового потока, полидисперсность пыли, неравномерность газораспределения по сечению электрофильтра, влияние размеров электрического поля и др. Большинство из этих факторов учтено в разработанной в НИИОгазе методике расчета пластинчатых электрофильтров, которая является достаточно сложной и реализуется, поэтому с помощью ЭВМ. Имеется также упрощенный вариант расчета степени очистки газов в электрофильтре, полученный на основании вышеупомянутой методики, в основе которого лежит экспоненциальная зависимость, аналогичная формуле Дейча:

$$\eta = 1 - \exp(-K_{\text{уп}} A \beta^{0,42}), \tag{15.3}$$

где $K_{\text{уп}}$ — обобщенный коэффициент вторичного уноса; A и β — безразмерные параметры.

Параметр β, аналогичный по структуре показателю экспоненты в формуле Дейча, вычисляется по формуле

$$\beta = \varepsilon E^2 d_m L/(\varpi k_{\varpi} \mu H), \tag{15.4}$$

где ε — диэлектрическая постоянная, Кл^2/м^2; E — напряженность поля у осадительного электрода, В/м; d_m — среднемедианный диаметр частиц пыли, м; L — активная длина поля электрофильтра, м; ϖ — средняя скорость газа в активном сечении, м/с; k_{ϖ} — коэффициент неравномерности распределения газа; μ — динамический коэффициент вязкости газа, Па·с; H — расстояние между плоскостями коронирующих и осадительных электродов.

Параметр A зависит от соотношения площадей активной и неактивной зон электрофильтра F^*, среднего квадратического отклонения размеров частиц $\sigma_{\text{ч}}$ и параметра K, определяемого по формуле

$$K = \frac{T_{\text{абс}}}{d_m}\left(\frac{4{,}15 \cdot 10^{-7}}{p} + \frac{5{,}47 \cdot 10^{-4}}{E}\right), \tag{15.5}$$

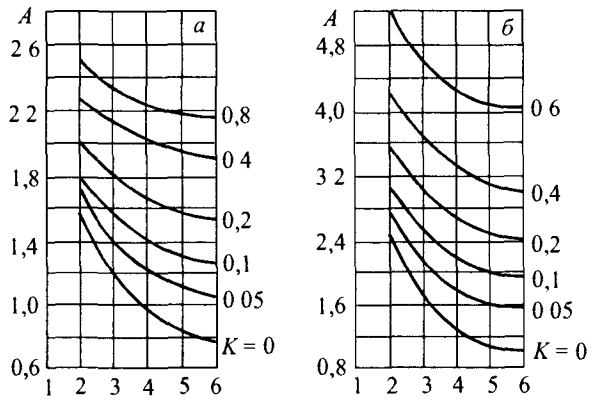


Рис. 15.32. Зависимость параметра A от параметра K и среднего квадратического отклонения σ

где $T_{абс}$ — абсолютная температура газа, К, p — давление газа, Па Значения параметра A определяют по графику (рис 15 32, *а*) для $F^* = 0{,}91$ (электрофильтры типа УГ) или по графику (рис 15 32, *б*) для $F^* = 1$ (электрофильтры, в которых неактивные зоны отсутствуют или надежно перекрыты для прохода газа) Для электрофильтров, в которых значения F^* отличаются от этих величин, степень очистки может быть определена из выражения

$$\eta = 1 - F^* \exp(-K_{уп} A \beta^{0\,42}) - (1 - F^*) \exp\left(-\frac{K_{уп} A \beta^{0\,42}}{4}\right),$$

где значения параметра A принимают из условия, что $F^* = 1$

Обобщенный коэффициент вторичного уноса для пылей с удельным электрическим сопротивлением $5\ 10^6 < \rho_ч < 5\ 10^9$ Ом м определяют по формуле

$$K_{уп} = 1 - 0{,}275 K_1 K_2 K_3, \qquad (15\ 7)$$

где $K_1 = (h/h_0)^{0\,51}$ — коэффициент относительной высоты осадительных электродов, $K_2 = (\varpi/\varpi_0)^{0\,35}$ — коэффициент относительной скорости газа, $K_3 = \exp(-1{,}72 m/m_0)$ — коэффициент относительной пылеемкости электродов Коэффициенты K_1, K_2, K_3 находят с учетом базовых значений $h_0 = 8$ м, $\varpi_0 = 1$ м/с, $m_0 = 1$ кг/м^2

Так как приведенные зависимости для расчета эффективности электрофильтров выведены на основании опыта работы действующих электрофильтров, имеющих определенную конструкцию и работающих в конкретных условиях, полученные в результате расчета значения следует рассматривать как приближенные

Электрофильтры являются высокоэффективными аппаратами, улавливающими даже высокодисперсные пыли Они способны хорошо работать на газах с температурой до 350–400 °С, с высокой влажностью, а также наличием в них сернистых соединений, при УЭС слоя пыли до 10^{11} Ом см Основными направлениями совершенствования электрофильтров являются увеличение межэлектродного расстояния, кондиционирование очищаемого газа, разработка конструкций из полимерных материалов для агрессивных газов

Глава 16.
АДСОРБЕНТЫ ДЛЯ УЛАВЛИВАНИЯ ГАЗООБРАЗНЫХ ПРИМЕСЕЙ

Для очистки газов от вредных газообразных компонентов используют преимущественно сорбционные методы Процессы сорбции являются процессами массообмена, т е диффузного перехода газообразного компонента в жидкую или твердую среду

Теоретические основы сорбционных процессов рассмотрены в гл 7–9, там же даны методы расчета соответствующих аппаратов Поэтому ниже изложены, главным образом, практические аспекты проблемы

16.1. ПРОМЫШЛЕННЫЕ АДСОРБЕНТЫ. ОСОБЕННОСТИ СТРУКТУРЫ И АДСОРБЦИОННОЙ СПОСОБНОСТИ

Адсорбенты, применяемые для очистки промышленных выбросов, должны удовлетворять следующим требованиям

1) Иметь большую адсорбционную способность — поглощать большие количества адсорбтива при малой его концентрации в газовой фазе,

2) Обладать высокой селективностью, т е выборочностью по отношению к поглощаемому веществу,

3) Быть химически инертным по отношению к компонентам разделяемой смеси,

4) Иметь высокую механическую прочность (это требование приобретает особое значение при использовании адсорбентов в аппаратах непрерывного действия),

5) Обладать способностью к регенерации (восстановлению),

6) Иметь низкую стоимость

В плане этих требований наиболее широкое применение в промышленности нашли активные (или активированные) угли, силикагели, алюмогели и цеолиты (или молекулярные сита), которые отличаются друг от друга как адсорбционными свойствами (вследствие различной природы материала, метода обработки и структуры), так и размерами гранул и плотностью

Различают истинную, кажущуюся и насыпную плотности адсорбента (табл 16 1)

Под истинной плотностью адсорбента понимается плотность его скелета или, как еще говорят, плотность матрицы, т е массу единицы объема плотного вещества (без учета пор) Кажущаяся плотность адсорбента — это плотность цельного куска масса единицы объема пористого материала адсорбента Если пористость адсорбента обозначить через $П$ (альтернативное обозначение $\varepsilon_п$), то связь между вышеупомянутыми значениями плотности будет иметь вид $\rho_к = \rho_и(1 - П)$ Наконец, насыпная плотность адсорбента представляет собой массу единицы объема плотного слоя адсорбента, включая объем пор в гранулах адсорбента и свободных промежутков между гранулами Так как объем пустот плотного слоя характеризуется порозностью слоя ε (отношение объема пустот к обще-

Таблица 16 1

Ориентировочные значения плотности адсорбентов (кг/м³)

Адсорбенты	Истинная плотность	Кажущаяся плотность	Насыпная плотность
Активные угли	1750–2100	500–1000	200–600
Мелкопористый силикагель	2100–2300	1300–1400	800–850
Крупнопористый силикагель	2100–2300	750–850	500–600
Цеолиты	2100–2400	1200–1400	600–800

му объему слоя), то насыпная плотность адсорбента определяется равенством: $\rho_{нас} = \rho_к(1 - \varepsilon) = \rho_н(1 - П)(1 - \varepsilon)$. В свою очередь, поры адсорбента подразделяются на макропоры, переходные поры и микропоры. Интервалы радиусов пор условно принимаются следующими.

Макропоры имеют средние радиусы более 10^{-7} м (0,1 мкм = 100 нм) и удельную поверхность (поверхность, отнесенную к единице массы адсорбента) порядка 0,5–2,0 м^2/г (500–2000 м^2/кг). Относительно малая величина удельной поверхности свидетельствует о том, что макропоры не играют существенной роли в эффективности адсорбции (она называется величиной адсорбции), однако они являются транспортными каналами, по которым адсорбируемые молекулы проникают вглубь гранул адсорбента.

Переходные поры имеют эффективные радиусы в интервале от $(1,5 \div 1,6) \cdot 10^{-9}$ до 10^{-7} м (от 1,5÷1,6 нм до 100 нм), что значительно превышает размеры обычно адсорбируемых молекул. Удельные поверхности переходных пор могут достигать 400 м^2/г ($4 \cdot 10^5$ м^2/кг). Переходные поры заполняются полностью при достаточно высоких парциальных давлениях пара сорбируемого вещества.

Средние радиусы микропор находятся в области ниже $(1,5 \div 1,6) \cdot 10^{-9}$ м. По размерам микропоры соизмеримы с размерами адсорбируемых молекул. Энергия адсорбции в микропорах значительно выше, чем при адсорбции в переходных порах и макропорах, вследствие чего происходит резкое повышение адсорбционной способности в области малых концентраций поглощаемого компонента. Адсорбция в микропорах при этом приводит к их объемному заполнению молекулами адсорбата. Одним из основных параметров микропор является их объем. Удельный объем микропор (объем, отнесенный к единице массы адсорбента) составляет примерно $(1 \div 5) \cdot 10^{-4}$ м^3/кг (или 0,1÷0,5 см^3/г).

Активные угли — пористые углеродные адсорбенты, содержащие все разновидности пор. По соотношению объемов отдельных пор различают активные угли:

- первого структурного типа, содержащие преимущественно тонкие микропоры ($< 2 \cdot 10^{-9}$ м, т.е. <2 нм);
- второго структурного типа с размерами пор $(2 \div 3) \cdot 10^{-9}$ м, т.е. 2–3 нм;
- смешанного структурного типа, содержащие в равной мере, как макропоры, так и микропоры.

Выбор того или иного или иного типа углей зависит от цели процесса адсорбции, в котором они используются (поглощение газов, рекуперация летучих растворителей). Активные угли имеют ряд особенностей, обусловленных характером их поверхности и пористой структуры. Поверхность углерода электронейтральна, и адсорбция на углях в основном определяется дисперсионными силами взаимодействия. При выборе активного угля следует учитывать его гидрофобность и горючесть.

Для очистки вредных выбросов промышленных предприятий используют так называемые газовые и рекуперационные активные угли. Газовые угли применяют для улавливания относительно плохо сорбирующихся компонентов, присутствующих в газовом потоке с небольшой концентрацией. Они обладают довольно большим объемом микропор и умеренно развитой переходной поверхностью. Такие угли используются для поглощения веществ с температурой кипения, намного меньшей нормальной температуры. С позиций собственно адсорбции их возможно использовать и для поглощения хорошо адсорбирующихся органических веществ. Однако если концентрация этих веществ в газовом потоке значительна, то определяющую роль при выборе приобретает стадия десорбции. В этом случае целесообразно применять рекуперационные угли.

Представителями газовых углей, выпускаемых отечественной промышленностью и применяемых для очистки промышленных выбросов, являются угли типа АГ, КАУ и СКТ различных модификаций, а представителями рекуперационных углей — угли типа АР, АРТ и СКТ-3. Основные характеристики некоторых марок углей приведены в табл. 16.2.

В последнее время стали производить активные угли из полимерных материалов. Они имеют развитую систему микропор, диаметр которых колеблется от 10^{-9} м до $1,5 \cdot 10^{-9}$ м (1,0–1,5 нм). Отличительной их особенностью является повышенная адсорбционная активность в области малых концентраций компонента и более регулярная структура, которая приводит, в частности, к улучшению механической прочности угля (например, угля марки САУ, изготовляемого из полимера сарана, сарановый активный уголь).

Таблица 16.2

Характеристики некоторых марок активных углей

Марка	Размер гранул, мм	Насыпная плотность, кг/м^3	Предельный адсорбционный объем микропор, см^3/г
СКТ	1,0–3,5	380–500	0,45–0,59
АГ-2	1,0–3,5	600	0,30
АГ-3	1,5–2,7	450	0,30
АГ-5	1–1,5	450	0,30
САУ	1–5	450	0,36
КАУ	1–5	400	0,33
АР-3	1,0–5,5	550	0,33
АРТ	1,0–6,0	550–600	0,33
СКТ-3	1,0–3,5	420–450	0,46

Внимание многих исследователей в последние годы привлечено к новому типу углеродных адсорбентов – молекулярно-ситовым углям (MSC). Этот интерес не случаен. Молекулярно-ситовые угли имеют более узкие поры, чем сарановые угли, и адсорбция на них молекул малого диаметра является предельным случаем адсорбции за счет дисперсионных сил (сил Ван-дер-Ваальса) подобно адсорбции более крупных молекул циклогексана и бензола на сарановом угле, когда диаметр пор адсорбента соизмерим с размерами молекул адсорбата. В силу своих сорбционных свойств молекулярно-ситовые угли имеют широкие перспективы промышленного применения. Особенности их энергетической структуры в отдельных случаях обусловливают некоторые преимущества MSC перед цеолитами. Так, например, они могут служить эффективным средством разделения и очистки газовых и жидких смесей в присутствии такого полярного компонента, как вода. Плохая сорбируемость полярных веществ на углеродных адсорбентах предопределяет также возможность использования молекулярно-ситовых углей для очистки газовых потоков от различных органических примесей.

В табл. 16.3 представлены различные характеристики молекулярно-ситовых углей японской фирмы "Такеда".

Сравнивая основные характеристики исследуемых углей, следует отметить, что насыпная плотность молекулярно-ситового угля существенно больше насыпной плотности углей СКТ и АРТ, что связано с малыми объемами у них микро- и макропор. Другая особенность молекулярно-ситовых углей – отсутствие зольности и содержания элементарной серы.

Молекулярно-ситовые угли по однородности пористой структуры близки к цеолитам. Наблюдается отсутствие переходной пористости при незначительном объеме макропор.

Интересными являются данные по равновесной адсорбции CS_2 на микропористых активных углях типа СКТ-2 и АРТ-3, а также на молекулярно-ситовом угле MSC-5A. Исследования равновесия

Таблица 16.3

Характеристики молекулярно-ситовых углей

Характеристики	MSC-A	MSC-5A	MSC-B	MSC-C
Размер пор, м (Å)	$4\cdot10^{-10}$ (4)	$5\cdot10^{-10}$ (5)	$6\cdot10^{-10}$ (6)	$7\cdot10^{-10}$ (7)
Насыпная плотность, кг/м^3 (г/см^3)	640 (0,64)	520 (0,52)	510 (0,51)	500 (0,50)
Кажущаяся плотность, кг/м^3 (г/см^3)	1100 (1,1)	900 (0,9)	880 (0,88)	860 (0,86)
Объем макропор, м^3/кг (см^3/г)	$2{,}1\cdot10^{-4}$ (0,21)	$3{,}8\cdot10^{-4}$ (0,38)	$3{,}8\cdot10^{-4}$ (0,38)	$3{,}8\cdot10^{-4}$ (0,38)
Объем микропор, м^3/кг (см^3/г)	$1{,}3\cdot10^{-4}$ (0,13)	$1{,}8\cdot10^{-4}$ (0,18)	$2{,}1\cdot10^{-4}$ (0,21)	$2{,}3\cdot10^{-4}$ (0,23)
Общий объем пор, м^3/кг (см^3/г)	$3{,}4\cdot10^{-4}$ (0,34)	$5{,}6\cdot10^{-4}$ (0,56)	$5{,}9\cdot10^{-4}$ (0,59)	$6{,}1\cdot10^{-4}$ (0,61)
Примечание. Истинная плотность всех приведённых углей составляет 1800 кг/м^3 (1,8 г/см^3).				

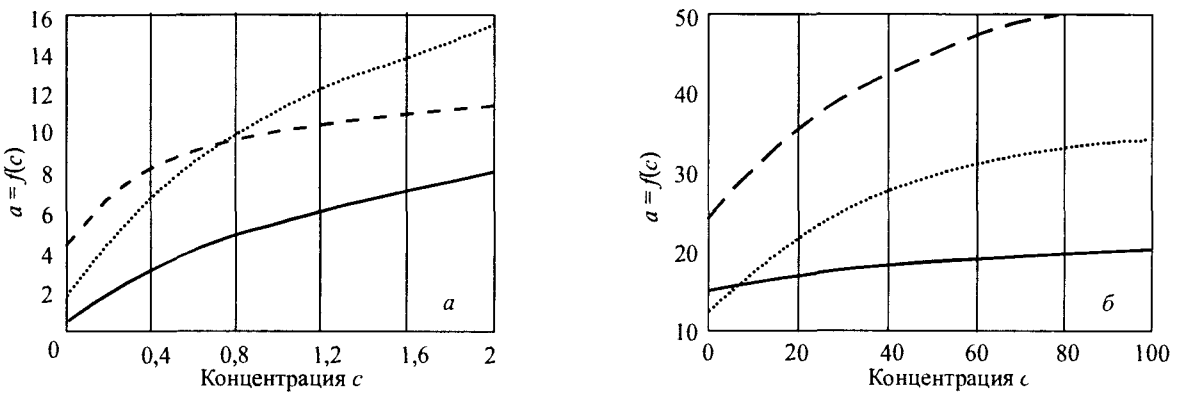


Рис. 16.1. Изотермы адсорбции сероуглерода на различных марках микропористых углей при температуре 20 °С в координатах $a = f(c) - c$:
а — в области концентраций 0,1–2,0 г/м³; угли: —— — АРТ-3, – – – – MSC-5A, · · · · — СКТ-2; *б* — в области концентраций 10–100 г/м³; угли: —— — MSC-5A, – – – – СКТ-2, · · · · — АРТ-3. Значения $a = f(c)$ — величины адсорбции — даны в % (масс.)

CS_2 на углях выполнялось в интервале концентраций CS_2 от 0,1 до 100 г/м³ и температур в пределах 20–150 °С, что позволило получить широкую область заполнения адсорбционного пространства и определить основные расчетные константы уравнения изотермы адсорбции теории объемного заполнения микропор.

На рис. 16.1, *а* представлены изотермы адсорбции CS_2 на углях при 20 °С в области его малых концентраций ($c = 0{,}1 \div 2{,}0$ г/м³), соответствующих реальным условиям проведения процесса рекуперации CS_2 из вентиляционных выбросов вискозных и кордных производств. Изотермы показывают, что при концентрациях CS_2 менее 0,7 г/м³ адсорбционная активность молекулярно-ситового угля MSC выше, чем угля СКТ, а при концентрациях в интервале 0,7–2,0 г/м³ адсорбционная активность угля СКТ превышает значение *а* для угля MSC. Уголь марки АРТ во всем указанном интервале концентраций CS_2 характеризуется более низкой адсорбционной активностью.

Изотермы адсорбции CS_2 на тех же углях при более высоких концентрациях и 20°С (рис. 16.1, *б*) показывают, что активность углей СКТ и АРТ в отношении CS_2 выше активности угля MSC. Последнее обстоятельство связано с малым объемом микропор у угля MSC, который равен $1{,}8 \cdot 10^{-4}$ м³/кг (0,18 см³/г).

Графики, представленные на рис. 16.2, свидетельствуют о температурной инвариантности изотерм адсорбции CS_2 на углеродных микропористых адсорбентах в широком интервале относительных заполнений и изменений мольной работы адсорбции A. Кроме того, во всей области относительных заполнений характеристическая кривая адсорбции CS_2 на угле MSC лежит значительно правее характеристических кривых адсорбции на других углях. Поэтому получение полимерных активных углей с развитым объемом микропор, соизмеримых по размерам с микропорами углей MSC, следует считать перспективным направлением развития адсорбционной техники, в частности, при решении проблемы очистки промышленных выбросов от CS_2.

В 1962 г. появился еще один новый тип углеродных адсорбентов — активированные углеродные волокна, которые в перспективе могут быть использованы для очистки газовых потоков от вредных примесей. Преимущества волокнистых углеродных адсорбентов перед активными зернистыми углями состоят в следующем:

1. Они сочетают хорошие фильтрующие и адсорбционные свойства;

2. В отличие от обычных зернистых адсорбентов они обладают хорошими кинетическими параметрами: высокая скорость процессов адсорбции – десорбции обусловлена, прежде всего, небольшим диаметром волокна (6–10 мкм);

3. Волокнистая форма позволяет создавать адсорбенты в виде тканей, лент, нетканого материала, войлока и т.д., что имеет существенное значение при аппаратурном оформлении непрерывных адсорбционных процессов;

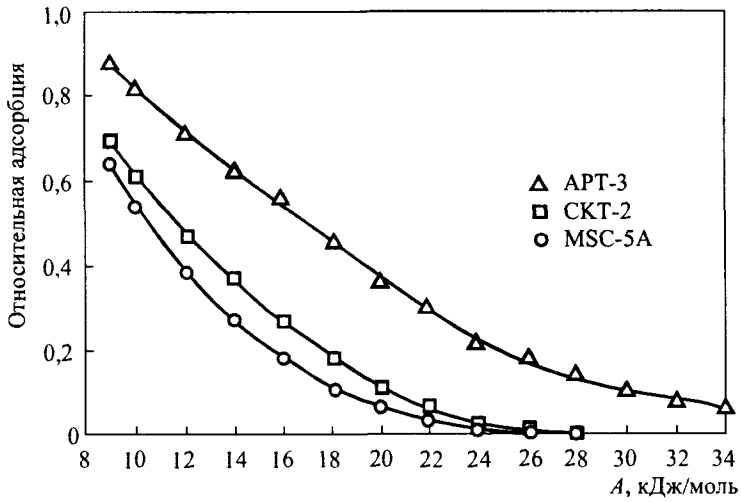


Рис. 16.2. Зависимость величины относительной адсорбции от мольной работы адсорбции A (на каждой кривой лежат точки, полученные при температурах 20, 50, 80, 120 и 150 °С)

4. Высокая химическая, термическая и радиационная стойкость открывает возможности использования их в значительно более жестких эксплуатационных условиях;

5. При получении адсорбционно-активных волокнистых углеродных материалов появляется возможность регулировать пористую структуру в необходимых заданных пределах и формировать ее однородной по объему адсорбента. В этом плане очень важно уделять внимание именно микропористой структуре.

В литературе отмечается, что адсорбенты на основе органических волокон являются микропористыми, и адсорбционное равновесие на них хорошо описывается уравнением изотермы адсорбции теории объемного заполнения микропор.

Силикагели и алюмогели — синтетические минеральные адсорбенты — находят многообразное применение благодаря возможностям регулирования их пористой структуры в зависимости от условий получения. Кроме того, они обладают явным преимуществом перед активными углями в плане техники безопасности – негорючестью.

Другими преимуществами силикагелей являются низкая температура регенерации (100–200 °С) и, как следствие, более низкие энергозатраты, чем при регенерации других минеральных адсорбентов, низкая себестоимость при крупнотоннажном производстве, относительно высокая механическая прочность к истиранию и раздавливанию.

По своей природе силикагели — гидрофильные адсорбенты с высокой адсорбционной емкостью. Используют их в основном для осушки газовых (и жидких) потоков и поглощения паров полярных веществ (например, метилового спирта) из газового потока. Следует отметить, что пары неполярных органических веществ (например, углеводородов нормального строения и циклических углеводородов) силикагелями поглощаются слабо.

Отечественной промышленностью выпускаются силикагели кусковые (зерна неправильной формы) и гранулированные (зерна сферической или овальной формы), представляющие собой твердые стекловидные или матовые зерна размером 0,2–7,0 мм, насыпной плотностью 400–900 кг/м^3. Эти силикагели подразделяются на мелкопористые силикагели со средним радиусом пор 10^{-9}–$1{,}5 \cdot 10^{-9}$ м и крупнопористые — более $5 \cdot 10^{-9}$ м. Промежуточную структуру составляют среднепористые силикагели.

В гранулированный мелкопористый силикагель в качестве упрочняющей добавки (против растрескивания) вводят от 4 до 10 % оксида алюминия.

Некоторые характеристики силикагелей представлены в табл. 16.4.

Крупнопористый силикагель применяют преимущественно для адсорбции газов и паров при их высокой концентрации. Обычно крупнопористый силикагель используют для предварительной осушки (он довольно легко отдает адсорбированную влагу при температуре до 100 °С).

Таблица 16.4

Характеристики некоторых марок силикагелей

Марка	Средний радиус пор, м	Удельная поверхность, $м^2/г$	Суммарная пористость, $м^3/кг$
КСК — крупный силикагель крупнопористый, гранулированный	$4{,}5\cdot10^{-9}–10^{-8}$	300–450	$(0{,}9–1{,}1)\cdot10^{-3}$
МСК — мелкий силикагель крупнопористый, кусковой	$(6{,}4\div7)\cdot10^{-9}$	282–288	$(0{,}93\div0{,}97)\cdot10^{-3}$
КСМ — крупный силикагель мелкопористый, гранулированный	$(0{,}8\div2)\cdot10^{-9}$	400–750	$(0{,}25\div0{,}60)\cdot10^{-3}$
МСМ — мелкий силикагель мелкопористый, кусковой	$(1{,}3\div1{,}5)\cdot10^{-9}$	550–580	$0{,}34\cdot10^{-3}$
КСС — крупный силикагель среднепористый, гранулированный	$(1{,}8\div3{,}5)\cdot10^{-9}$	500–650	$(0{,}60\div0{,}85)\cdot10^{-3}$

Большинство силикагелей в процессе изготовления прокаливаются при $t = 550\div600$ °С, в результате чего их гидрофильность понижена. В связи с этим их нецелесообразно использовать для целей осушки газов (для осушки рационально применять, например, силикагель КСМ № 6с).

Модифицирование силикагелей приводит к изменению их адсорбционных свойств; в частности, получен силикагель — гидридполисилоксан, который является гидрофобным адсорбентом. Гидрофобность гидридполисилоксана, негорючесть и его достаточно высокая адсорбционная активность по парам органических веществ позволяют использовать его для целей очистки промышленных выбросов и рекуперации органических веществ.

Алюмогели (активный оксид алюминия), как и силикагели, являются гидрофильными адсорбентами с сильно развитой пористой структурой. Используют их также для осушки газовых потоков и поглощения полярных органических веществ из газовых потоков. Такие достоинства алюмогелей, как термодинамическая стабильность, относительно легкое получение, доступность сырья, обеспечивают возможность их широкого применения. Существенное преимущество алюмогелей по сравнению с силикагелями — стойкость к воздействию жидкости.

Отечественной промышленностью выпускаются алюмогели в виде гранул цилиндрической формы (диаметром 2,5–5,0 мм и высотой 3–7 мм, насыпной плотностью 500–700 $кг/м^3$ и средним радиусом пор $6\cdot10^{-9}–10^{-8}$ м) и в виде шаров [со средним диаметром 3–4 мм, насыпной плотностью 600–900 $кг/м^3$, средним радиусом пор $(3\div4)\cdot10^{-9}$ м].

Цеолиты — алюмосиликаты, содержащие в своем составе оксиды щелочных и щелочноземельных металлов, отличающиеся строго регулярной структурой пор. Размеры входных «окон» в большие полости кристаллической структуры цеолитов близки к размерам поглощаемых молекул. Одни молекулы из смеси веществ могут пройти в эти "окна" и адсорбируются в кристаллах цеолитов, другие, более крупные молекулы, остаются в носителе. Таким образом, происходит "просеивание" молекул различных веществ, в связи с чем эти адсорбенты поучили название молекулярных сит. Этот сравнительно новый тип адсорбентов подразделяется на природные и синтетические цеолиты.

Уникальные свойства природных цеолитов — высокая селективность поглощения и способность молекулярно-ситового разделения смесей — известны уже давно. Однако широкое внедрение природных цеолитов в сферу промышленного производства только начинает осуществляться. В настоящее время известны крупные промышленные месторождения с содержанием в породе до 90 % цеолита.

Природные цеолиты представлены главным образом клиноптилолитом, морденитом, эрионитом, анальцимом, филлипситом, ломонтитом, шабазитом, натролитом, десмином, гейландитом. Из них пригодными для практического использования являются клиноптилолит, морденит, шабазит и эрионит.

Крупные месторождения клиноптилотита найдены в России. Соображения о целесообразности именно этого адсорбента связаны прежде всего с тем, что пористая структура клиноптилолита по-

зволяет проникать молекулам веществ с размером до $(3,5\div4,0)\cdot10^{-10}$ м. У большинства других природных цеолитов размеры пор так малы, что практически исключают адсорбцию молекул даже малого размера.

Клиноптилолит обладает объемом микропор порядка 0,15 $см^3/г$, однако высокие величины характеристической энергии адсорбции позволяют применять его в условиях низких концентраций адсорбтива. Исследования показывают, что клиноптилолит имеет преимущество перед синтетическими цеолитами при адсорбции в области низких концентраций молекул малого размера, имеющих кратные связи или дипольные моменты.

Экономическая оценка эффективности добычи природных цеолитов в США показала, что разработка бедных месторождений с последующим обогащением сырья обходится в 20 раз дешевле производства синтетических цеолитов, а добыча из практически мономинеральных залежей дешевле в 100 раз.

Таким образом, большие запасы и низкая стоимость природных цеолитов делают особо рентабельным их применение в различных процессах очистки газовых (жидких) потоков. Кислотостойкость высококремниевых цеолитов позволяет широко использовать их для очистки промышленных выбросов от кислых газов (например, сернистого ангидрида, оксидов азота и др.).

Промышленное значение синтетические цеолиты приобрели сравнительно недавно после разработки способа их получения фирмой "Линде" (США) и использования в процессе разделения углеводородов (1959 г.). В бывшем СССР технология получения синтетических цеолитов была разработана в том же году в Грозненском нефтяном научно-исследовательском институте.

Синтетические молекулярные сита отличаются от других адсорбентов практически идеально однородной микропористой структурой и способностью избирательно адсорбировать молекулы малых размеров при низких концентрациях адсорбируемого компонента.

В России наибольшее практическое применение получили синтетические молекулярные сита марок КА, NaA, CaA, NaX, CaX. Первый индекс марки цеолитов соответствует форме катионов (например, K^+, Ca^{++}, Na^+), а второй обозначает тип кристаллической решетки. Цеолиты имеют следующие размеры входных "окон":

Цеолит	КА	NaA	CaA	CaX	NaX
Размер входных "окон", м (А)	$3\cdot10^{-10}$ (3)	$4\cdot10^{-10}$ (4)	$5\cdot10^{-10}$ (5)	$8\cdot10^{-10}$ (8)	10^{-9} (10)

В американской классификации цеолиту NaA соответствует цеолит 4 А, цеолиту CaA — цеолит 5А, цеолиту CaX — цеолит 10Х, цеолиту NaX — цеолит 13Х.

Отечественной промышленностью выпускаются цеолиты со связующим и без него. В качестве связующих веществ используют каолинитовые и бентонитовые глины или их смеси (в цеолитную массу добавляют 10–20 % глины). Цеолиты без связующего по физическим свойствам близки к обычным цеолитам, но превосходят их по механической прочности.

Синтетические цеолиты выпускаются в виде гранул цилиндрической формы (диаметр $d = 2\div4$ мм, длина $l = 2\div4$ мм) и шарообразной формы (без связующего, $d = 2\div5$ мм).

В табл. 16.5 для сравнения приводятся свойства некоторых синтетических цеолитов шарообразной формы и в виде гранул цилиндрической формы со связующим и без связующего.

Наибольшую адсорбционную активность цеолиты имеют по отношению к парам полярных веществ и веществ с молекулами, имеющими кратные связи, наименьшую – по отношению к углеводородам нормального строения и изостроения.

Цеолит КА используется в основном только для осушки нейтральных газовых потоков (или жидкостей); для осушки кислых газов (в частности, хлорбензола) применяются кислотостойкие цеолиты, например гранулированный морденит (диаметр входных "окон" $4\cdot10^{-10}$ м — в натриевой форме, и $7\cdot10^{-10}$ м — в декатионированной форме). Цеолит NaA адсорбирует большинство промышленных газов, критический размер молекул которых не превышает $4\cdot10^{-10}$ м (сероводород, сероуглерод, аммиак, этан, этилен, пропилен, метан, оксид углерода и др.). Цеолит CaA адсорбирует углеводороды и спирты только нормального строения.

Таблица 16.5

Свойства некоторых гранулированных цеолитов, выпускаемых отечественной промышленностью

Свойства	Цеолит NaA		Цеолит NaX	
	без связующего	со связующим	без связующего	со связующим
Насыпная плотность, кг/м^3	800–900	600–650	750–800	600
Форма гранул	Шарики	Цилиндры	Шарики	Цилиндры
Размер гранул, мм	4	$d = 4$, $l = 6 \div 10$	4	$d = 4$, $l = 6 \div 10$
Адсорбционная емкость по парам воды при $t = 20$ °С и относительном давлении 0,1,см^3/г	0,24	0,18	0,33	0,25
Динамическая активность по парам воды при проскоковой концентрации, отвечающей точке росы –70 °С, мг/см^3	120–150	90–100	165	105
Механическая прочность на истирание, %	99	70	90	70

Цеолиты CaX и NaX имеют достаточно большие входные "окна" и поглощают подавляющее большинство компонентов сложных смесей по принципу избирательной адсорбции, а не по принципу молекулярно-ситового эффекта.

В последние годы организовано опытно-промышленное производство микросферических цеолитов типа NaA и MgA. Это связано с потребностями ряда производств, а также с привлечением новых аппаратов, способных работать на микросферических адсорбентах при высоких скоростях газового потока. Микросферический цеолит MgA (диаметр входных "окон" $5 \cdot 10^{-10}$ м) характеризуется адсорбционной емкостью по парам воды (при $t = 20$ °С и относительном давлении 0,1) 0,20–0,22 см^3/г, насыпная плотность составляет 850–890 кг/м^3, фракционный состав примерно находится в следующем интервале: 25–50 % свыше 100 мкм, 15–30 % меньше 50 мкм.

16.2. АДСОРБЦИОННЫЕ АППАРАТЫ

В литературе [59, 67, 68] подробно рассмотрены конструкции адсорбентов, применяемых в промышленности. Поскольку невозможно в рамках одной работы охватить все многообразие этих аппаратов, то здесь будут рассмотрены лишь некоторые новые конструкции адсорберов, описание которых появилось в отечественной и зарубежной литературе в последние годы.

Представленные здесь новые конструкции адсорберов периодического действия позволяют снизить гидравлическое сопротивление и лучше использовать слой адсорбента. К ним, в частности, относится адсорбер полочного многосекционного типа (рис. 16.3) [170].

На рис. 16.4 показан адсорбер, по принципу работы аналогичный известным адсорберам с кольцевым слоем адсорбента, с той лишь разницей, что слой угля, расположенный между сетками, имеет вид конуса со стенкой, толщиной равной толщине слоя угля, а вершина конуса направлена против потока газа, идущего на очистку [170].

Особый интерес представляют адсорберы периодического действия, в одном корпусе которых совмещены стадии адсорбции и десорбции (рис. 16.5). Восемь адсорбционных ячеек *1* расположены по окружности колпака *2*, который жестко соединен с полым валом *3*. В зависимости от положения вала часть ячеек находится в режиме адсорбции, а часть ячеек — в режиме десорбции. При адсорбции подлежащий очистке газ через штуцер *4*, фильтр *5*, холодильник *6* газодувкой *7* подается в пространство колпака *2*, а затем через полость *8* распределяется на соответствующую ячейку *1*. Пройдя предварительно слой теплопоглотителя *9*, газ поступает в слой адсорбента *10* и через отверстие *11* попадает в пространство между корпусом и колпаком *2* и выходит из адсорбера через штуцер *12*.

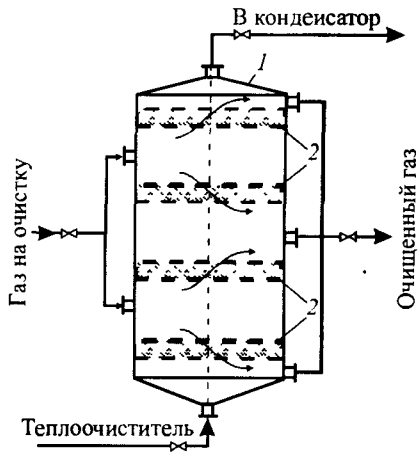


Рис. 16.3. Адсорбер полочного многосекционного типа с неподвижиыми слоями адсорбента:
1 — корпус аппарата; *2* — слой адсорбента

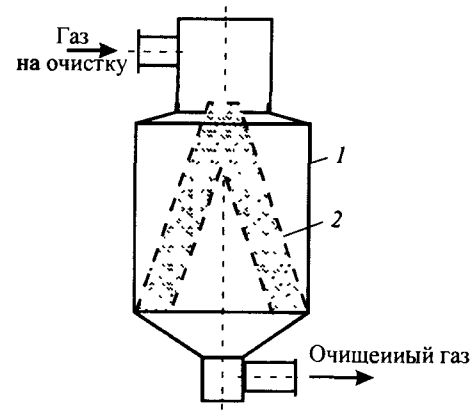


Рис. 16.4. Адсорберы с кольцевым слоем адсорбента:
1 — корпус; *2* — слой адсорбента

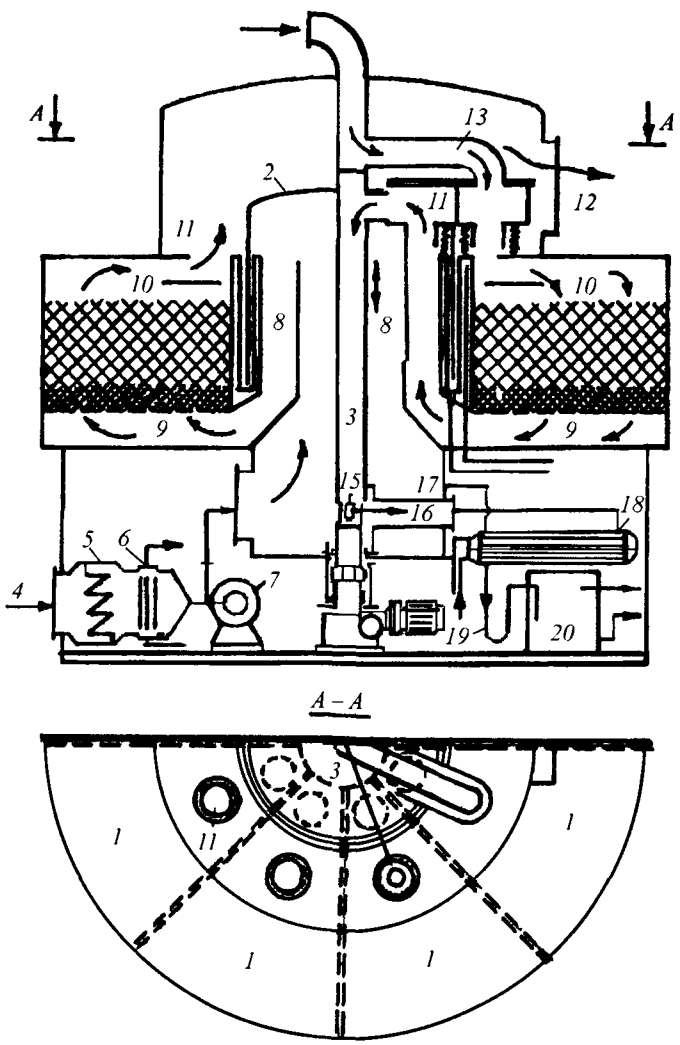


Рис. 16.5. Адсорбер с перемещающимися по окружности слоями адсорбента:
1 — ячейки; *2* — колпак; *3* — полый вал; *4* — штуцер для ввода газового потока в адсорбер; *5* — фильтр; *6* — холодильник; *7* — газодувка; *8* — полость-коллектор; *9* — теплопоглотитель; *10* — слой адсорбента; *11*, *15* — отверстия; *12* — штуцер для выхода очищенного газа; *13* — труба; *14*, *16* — камеры; *17*, *19* — трубопроводы; *18* — конденсатор; *20* — отстойник

При десорбционном цикле водяной насыщенный пар поступает через верхнюю часть полого вала *3* по трубе *13* в слой адсорбента *10* и через слой теплопоглотителя *9*, а затем с выделенным целевым компонентом проходит по полости *8*, камере *14* и из нижней части полого вала *3* через отверстие *15* выходит в камеру *16*, откуда по трубопроводу *17* направляется в конденсатор *18*. Конденсат удаляется через трубопровод *19* и стекает в отстойник *20*. Число секций *1* выбрано так, что от 2/3 до 3/4 всего количества адсорбента находится в режиме адсорбции, а остальная часть его десорбируется.

Несколько в ином виде выполнена конструкция колонного адсорбера, описанного в работе [72]. В колонне адсорбент содержится в сменных корзинах, транспортируемых с помощью раздвижных блоков с ребрами жесткости и снабженных вращающимся устройством, зацепляющим корзины. Таким образом осуществляется замена отработанного адсорбента свежим.

С развитием химической промышленности интенсификация адсорбционных процессов проводилась по пути перехода от аппаратов периодического действия к аппаратам непрерывного действия. Были созданы аппараты со взвешенным слоем адсорбента. Различают аппараты с провальными тарелками и переточными устройствами на тарелках.

В последнее время внимание специалистов привлекают адсорберы колонного типа с провальными тарелками регулируемого свободного сечения [173, 174]. Одним из типов таких тарелок является профильная тарелка (рис. 16.6), для изготовления которой используется стандартный прокат различных профилей: угольник (рис. 16.6, *а*), квадрат (рис. 16.6, *б*), круг (рис. 16.6, *в*).

Профильная провальная тарелка является двухслойной. Свободное сечение в предлагаемых конструкциях профильных тарелок регулируется при вертикальном перемещении нижнего слоя относительно верхнего, как показано на рис. 16.6.

Характерные конструктивные параметры таких тарелок: максимальная ширина щели b, шаг между расположением элементов t и расстояние по вертикали между рядами элементов (элементы одного слоя тарелки должны быть сдвинуты по отношению к элементам другого слоя на половину шага t расположения элементов).

Разновидностью провальных тарелок регулируемого свободного сечения является также тарелка со спиралевидной щелью (щель, прорезь в виде спирали Архимеда) [174]. Тарелка (рис. 16.7) состоит из неподвижной спиральной решетки *1* и подвижной спиральной решетки *2*, вала *3* с шестерней *4*, через которые передается движение от исполнительного механизма на зубчатый обод *5*, жестко связанный с подвижной спиральной решеткой *2*. Монтажный зазор между решетками создается дистанционным кольцом *6*. При повороте подвижной решетки с осью *7*, спиральные решетки повора-

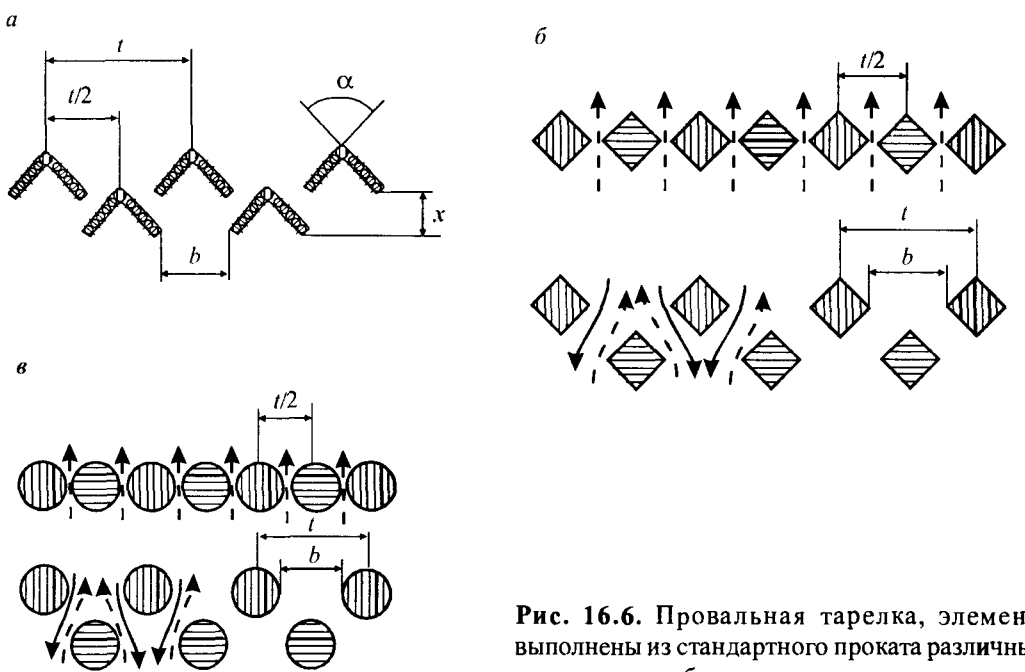


Рис. 16.6. Провальная тарелка, элементы которой выполнены из стандартного проката различных профилей: *а* — угольник; *б* — квадрат; *в* — круг

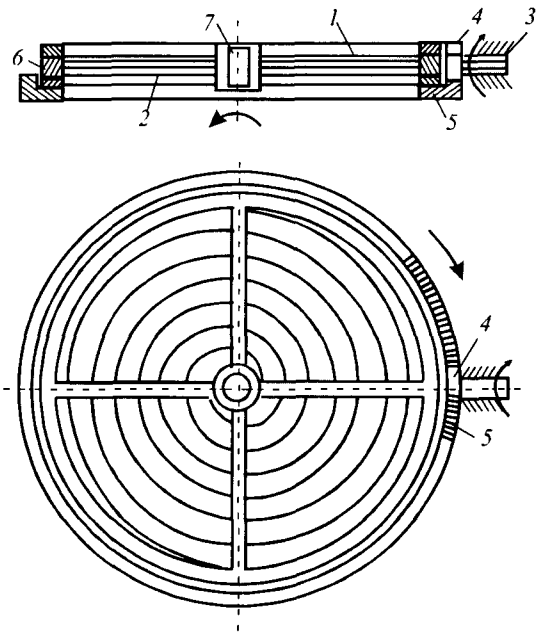


Рис. 16.7. Провальная тарелка регулируемого свободного сечения в виде спирали Архимеда:
1 — неподвижная решетка; *2* — подвижная решетка; *3* — вал; *4* — шестерня; *5* — зубчатый обод; *6* — кольцо; *7* — ось

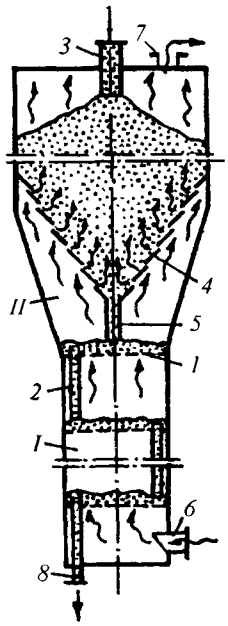


Рис. 16.8. Комбинированный адсорбер:
I — колонна; *II* — камера;
1 — тарелка; *2*, *5* — перетоки; *3* — штуцер для ввода адсорбента; *4* — промежуточный бункер; *6* — штуцер для ввода газового потока; *7* — штуцер для выхода очищенного газового потока; *8* — штуцер для выхода отработанного адсорбента

чиваются одна относительно другой, изменяя свободное сечение тарелки и создавая необходимую ширину провальной щели.

В зависимости от дисперсного состава адсорбентов скорость газового потока в расчете на полное сечение адсорбера составляет 1,0–2,0 м/с.

На рис. 16.8 представлен комбинированный адсорбер [175] состоящий из колонны *7*, включающей в себя расположенные по ее высоте тарелки *1* и переточные устройства *2*, предназначенные для перемещения вниз с тарелки на тарелку адсорбента, находящегося на них во взвешенном состоянии, и конически-цилиндрической камеры *II*, установленной над верхней тарелкой колонны. Внутри камеры *II* из зоны ее цилиндрической части опускается опрокинутый вершиной вниз конус *4* (промежуточный бункер) с перфорированной боковой поверхностью для прохождения газового потока через нее внутрь конуса, в котором движется адсорбент в направлении на верхнюю тарелку через цилиндр-переток *5*. Газовый поток на очистку подается в нижнюю часть аппарата через штуцер *6* и проходит через все тарелки, расположенные по его высоте, а затем направляется в зону движущегося слоя (камера *II*). Здесь происходит доочистка газового потока от целевого компонента и одновременно очистка его от мелких частиц (пыли), полученных в результате истирания адсорбента в условиях работы аппарата. Очищенный газ выходит из адсорбера через штуцер *7*. Адсорбент через штуцер *3* поступает в аппарат и, пройдя промежуточный бункер и контактные тарелки, отработанный выходит из колонны через штуцер *8*.

Привлекающей является идея создания аппарата, в одном корпусе которого размещаются адсорбер, десорбер и камеры для охлаждения адсорбента, выходящего из десорбера. Один из таких аппаратов изображен на рис. 16.9. Адсорбент на всех стадиях обработки находится во взвешенном состоянии. Газовый поток на очистку поступает в адсорбер *1* через штуцер *5* и решетку *6*. Очищенный газовый поток отводится через штуцер *20*, а отработанный адсорбент по наклонным каналам *7* и *9* с помощью дозирующего устройства *8* поступает в нижнюю часть десорбера *4* для регенерации. Через сопло *10* подается десорбирующий агент, приводящий адсорбент во взвешенное состояние (фонтанирующий слой: *11* — ядро потока, *12* — пристенный слой адсорбента, возвращение адсор-

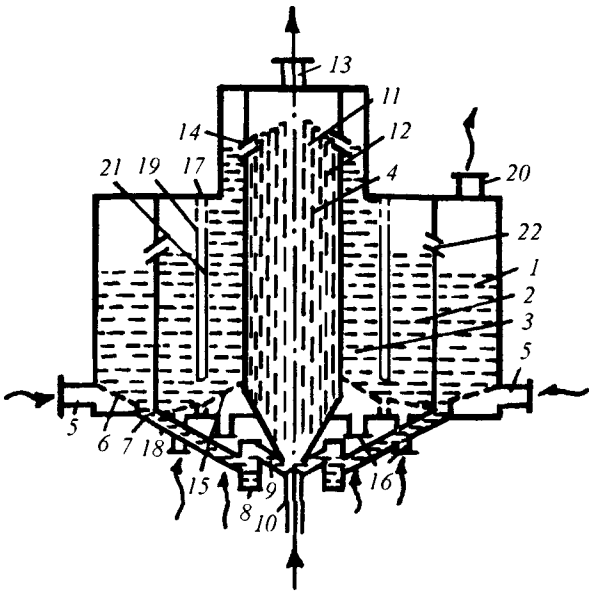


Рис. 16.9. Аппарат непрерывного действия, в одном корпусе которого осуществляются одновременно стадии адсорбции, десорбции и охлаждения адсорбента
1 — адсорбер, *2*, *3* — камеры охлаждения адсорбента, *4* — десорбер, *5* — штуцер для ввода газового потока в адсорбер, *6*, *15* — решетка, *7*, *9* — наклонные каналы, *8* — дозирующее устройство, *10* — сопло, *11* — ядро потока, *12* — пристенный слой адсорбента, *13* — штуцер для отвода отработанного десорбирующего агента, *14* — переливное устройство, *16* — штуцер для подвода очищенного газового потока для охлаждения адсорбента, *17*, *19* — отверстия, *18* — щель, *20* — штуцер для вывода очищенного газового потока, *21* — полая перегородка, *22* — устройство для перетока адсорбента

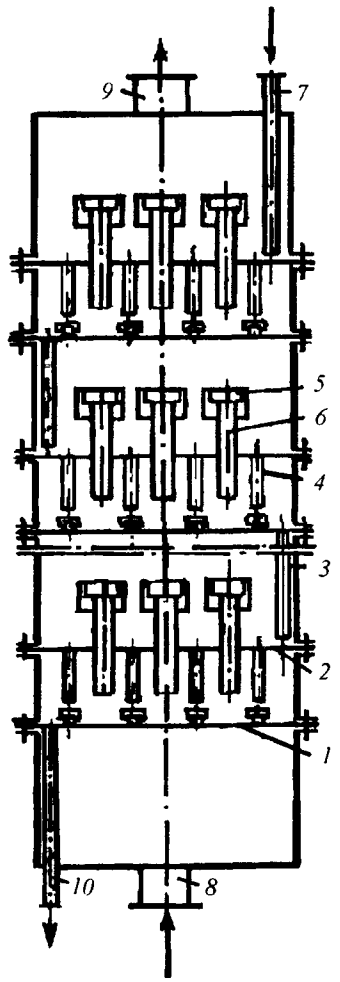


Рис. 16.10. Адсорбер с центробежным разделением фаз
1 — колпачковая тарелка, *2* — сепарационная тарелка, *3* — переток, *4* — рециркуляционная труба, *5* — устройство для центробежного разделения фаз, *6* — контактный патрубок, *7* — штуцер для ввода адсорбента, *8* — штуцер для ввода газового потока в адсорбер, *9* — штуцер для выхода очищенного газового потока из адсорбера, *10* — штуцер для выхода отработанного адсорбента

бента в низ десорбера) Десорбирующий агент вместе с выделенным из адсорбента целевым компонентом отводится через штуцер *13*, а отрегенерированный адсорбент через переливное устройство *14* поступает в камеру 3 и в дальнейшем через щель *18* в камеру *2* для охлаждения. Охлаждение адсорбента производится с помощью очищенного газового потока, подводимого в эти камеры через штуцеры *16* и решетки *15* Между камерами *2* и *3* установлена полая перегородка *21*, в верхней части которой выполнены отверстия *17* и *19* для соединения камер по газу, проходящему вместе с охлажденным адсорбентом через устройство *22* в адсорбер *1* и отводимому через штуцер *20*

Разработанный аппарат непрерывного действия с центробежным разделением фаз [177] позволяет осуществить проведение процесса на микросферических адсорбентах (цеолит, силикагель с диаметром зерна 100–1000 мкм) при высоких скоростях газового потока. Аппарат (рис 16 10) состоит из нескольких ступеней, каждая из которых включает в себя две тарелки (барботажную колпачковую *1* и сепарационную *2*) и переточные устройства *3*, *4* для адсорбента Сепарационная тарелка состоит из нескольких специальных устройств *5*, предназначенных для центробежного разделения фаз, и расположенных в верхней части патрубков *6* Нижние концы контактных патрубков находятся вблизи барботажной колпачковой тарелки В результате такой компоновки колпачковая тарелка работает в режиме

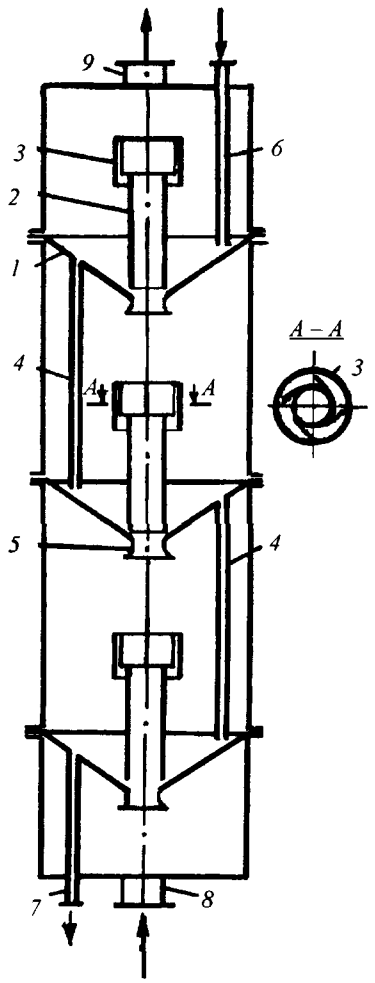


Рис. 16.11. Адсорбер с инжекционным захватом адсорбента
1 — тарелка, *2* — контактный патрубок, *3* — сепарационное устройство, *4* — перетоки, *5* — сопло, *6* — приемная труба, *7* — штуцер для выхода отработанного адсорбента, *8* — штуцер для ввода газового потока в адсорбер, *9* — штуцер для выхода очищенного газового потока из адсорбера

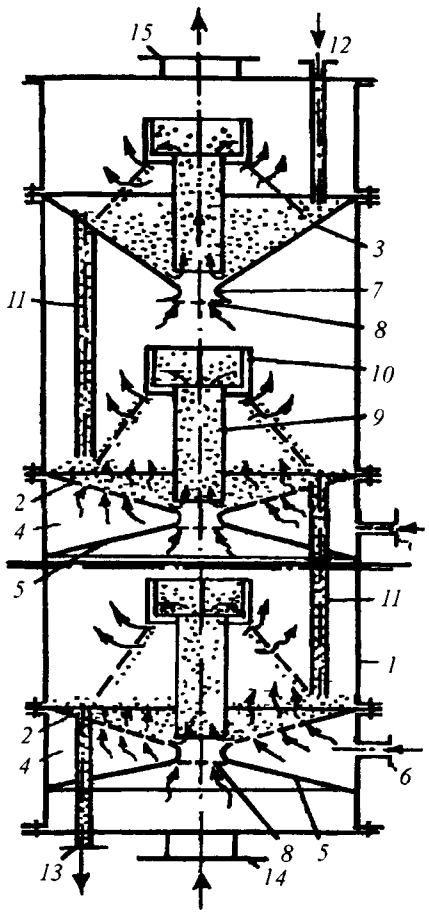


Рис. 16.12. Адсорбер с подпитывающим устройством на конической перфорированной тарелке контактной ступени
1 — корпус, *2* — перфорированные тарелки, *3* — верхняя тарелка (без перфорации боковой поверхности), *4* — камера, *5* — тарелки со сплошным основанием, *6* — боковые штуцеры для подвода подпитывающего газа, *7* — патрубок, *8* — сетки, *9* — контактный патрубок, *10* — сепарационное устройство, *11* — перетоки, *12* — штуцер для ввода адсорбента, *13* — штуцер для вывода отработанного адсорбента, *14* — штуцер для ввода газового потока на очистку, *15* — штуцер для выхода очищенного газового потока

стесненного барботажа, а в контактных патрубках осуществляется режим пневмотранспорта Через штуцер *7* подается твердая фаза в верхнюю ступень на поверхность сепарационной тарелки, откуда по рециркуляционным трубам *4* направляется на колпачковую тарелку первой ступени, а затем по переточным трубам *3* перемещается на расположенную ниже тарелку Через штуцер *8* подается газ-носитель, который проходит через щели колпачков барботажной тарелки, приводя во взвешенное состояние адсорбент на тарелке, а затем поступает в контактные патрубки *6*, захватывая с собой частицы твердой фазы Попав в устройство *5* для центробежного разделения фаз, газовый поток направляется на вышележащую ступень, а твердая фаза оказывается на поверхности сепарационной тарелки и по переточным трубам *4* снова возвращается на колпачковую тарелку Пройдя все контактные ступени адсорбент выходит из нижней части аппарата через штуцер *10*

Однако при высоких скоростях газа (больше скорости витания частиц) на барботажной тарелке взвешенный слой как таковой исчезает, и тарелка начинает работать уже в режиме пневмотранспорта Поэтому с целью увеличения скоростей газа в расчете на полное сечение аппарата предложена другая конструкция аппарата (рис. 16.11) [178]. Аппарат состоит из нескольких контактных ступе-

ней, каждая из которых включает в себя тарелку типа усеченного конуса *1*, расположенного вершиной вниз, контактный патрубок *2*, в верхней части которого установлено сепарационное устройство *3*, и перетоки *4*. Контактный патрубок укреплен в центре тарелки, причем между нижним торцом патрубка и контактной поверхностью тарелки имеется щель, предназначенная для выхода адсорбента с тарелки в пространство контактного патрубка. Диаметр отверстия в центре тарелки (диаметр сопла) меньше внутреннего диаметра контактного патрубка, благодаря чему в условиях высокой скорости газового потока на начальном участке контактного патрубка в области кольцевой щели создается разрежение, способствующее выходу адсорбента с тарелки в пространство контактного патрубка. Нижняя часть тарелки заканчивается расширяющимся книзу патрубком (соплом) *5* с закругленной образующей с целью уменьшения гидравлического сопротивления тарелки. Адсорбент, поступая на верхнюю тарелку через приемную трубу *6*, движется самотеком по конической поверхности тарелки и через щель проникает в пространство контактного патрубка, где подхватывается газовым потоком, движущимся снизу вверх с высокой скоростью (10–20 м/с). Пройдя зону контактного патрубка, микросферический адсорбент с газовым потоком попадает в сепарационное устройство для центробежного разделения фаз. После механического разделения фаз адсорбент оказывается на поверхности тарелки и по мере накопления через перетоки поступает на нижележащую ступень, на которой процесс взаимодействия фаз повторяется подобно процессу на вышележащей ступени. Перемещаясь сверху вниз от ступени к ступени по переточным трубам, отработанный адсорбент выходит из аппарата через штуцер *7*. Газовый поток, поступающий на очистку в аппарат через штуцер *8*, пройдя контактные ступени, выходит очищенным из аппарата через штуцер *9*.

Скорость газового потока в расчете на свободное сечение аппарата составляет 2–4 м/с (в зависимости от дисперсного состава адсорбента).

С целью интенсификации процесса за счет увеличения поверхности контакта фаз в следующей конструкции (рис. 6.12) каждый из усеченных конусов *2* выполнен перфорированным, а патрубки *7* снабжены дополнительными усеченными конусами *5*, расположенными под перфорированными конусами и образующими совместно с ними подпитывающее устройство со штуцером *6* для подачи газа.

На рис. 16.13 изображен батарейный адсорбер [180]. Он имеет прямоугольное сечение, разделенное пополам вертикальной плоской перегородкой *2*, на которой с обеих сторон ступенчато по высоте смонтированы контактные патрубки *3* под углом к вертикали и днища *5* в виде плоскостей, наклоненных в сторону входных отверстий контактных патрубков нижележащей ступени и частично перекрывающей их. Кроме того, с целью предотвращения возникновения застойных зон адсорбента на днище контактной ступени в промежутке между щелями *7* установлены вставки *6* в виде прямоугольной пирамиды. Конструктивные особенности данного аппарата по сравнению с рассмотренным выше, позволяют снизить высоту аппарата при одном и том же времени пребывания адсорбента в контактных патрубках, создать аппарат высокой производительности при равномерном распределении твердой фазы по поперечному сечению контактных патрубков. Первое преимущество осуществляется за счет установленных контактных патрубков под углом к вертикали, второе — за счет увеличения числа контактных патрубков в горизонтальной плоскости каждой ступени. Аппарат легко моделируется. Это обстоятельство в свою очередь позволяет создавать аппараты большой единичной мощности.

В изображенном на рис. 16.14 адсорбере интенсификация процесса массообмена в системе газ - микросферический адсорбент осуществляется за счет значительного увеличения скорости газового потока в расчете на полное поперечное сечение аппарата (10–20 м/с).

Вследствие конструктивных особенностей адсорбера появляется возможность улучшить процесс массообмена и повысить производительность адсорбера по сравнению с адсорберами со взвешенными слоями адсорбента на тарелках примерно в 10 раз.

Потери адсорбента мелкой фракции [природный цеолит — клиноптилолит, синтетический цеолит СаА (без связующего) и силикагель марки КСМ] от истирания в высокоскоростных аппаратах не превышают таковых в аппаратах с кипящими слоями адсорбента. Чем меньше фракция адсорбента, тем меньше его потери от истирания частиц и выше интенсивность массопереноса.

В многоступенчатых аппаратах непрерывного действия переточные устройства обеспечивают движение адсорбента вниз с тарелки на тарелку. Надежность и устойчивость адсорбера в широком

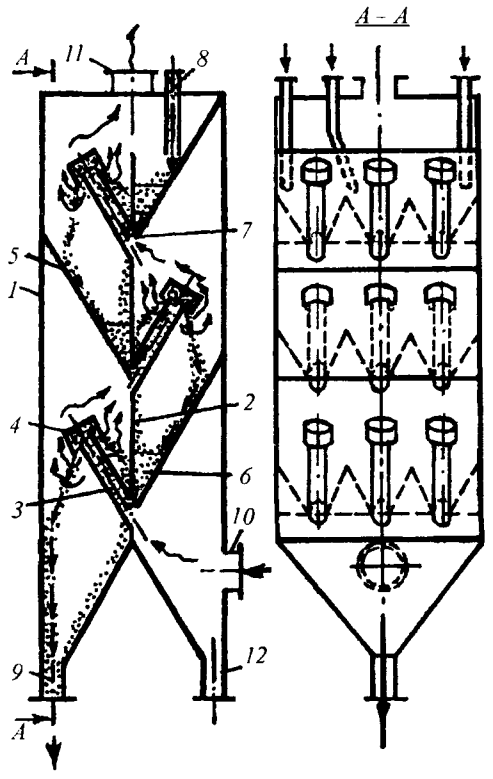


Рис. 16.13. Батарейный многоступенчатый адсорбер.
1 — корпус; *2* — вертикальная перегородка; *3* — контактный патрубок; *4* — сепарационное устройство; *5* — днище; *6* — вставка; *7* — щель; *8* — штуцер для ввода адсорбента в адсорбер; *9* — штуцер для выхода отработанного адсорбента; *10* — штуцер для ввода газового потока в адсорбер; *11* — штуцер для выхода очищенного газового потока; *12* — штуцер для отвода адсорбента в момент остановки аппарата

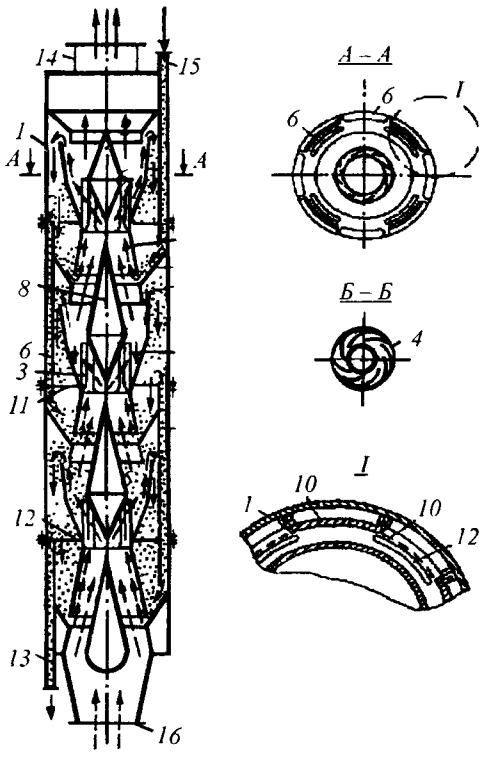


Рис. 16.14. Высокоскоростной адсорбер:
1 — корпус; *2* — контактное устройство; *3* — сепарационное устройство; *4* — профилированные лопатки; *5* — дополнительное контактное устройство; *6* — переток; *7*, *8* — фигурные вставки; *9* — обтекатель; *10* — профилирующий кожух перетока; *11* — диск; *12* — прорези; *13* — штуцер для выхода отработанного адсорбента; *14* — штуцер для выхода очищенного газового потока; *15* — штуцер для ввода адсорбента; *16* — штуцер для ввода газового потока на очистку

диапазоне изменения нагрузок по газовой и твердой фазам обеспечивается главным образом хорошей работой переточных устройств.

В настоящее время широкое распространение получили такие перетоки как цилиндрические, цилиндрические с коническим сужением в нижней части, цилиндрические с цилиндрическим сужением на конце, конические, цилиндрические с подпорным диском и др. [59]. Здесь приводятся только некоторые новые переточные устройства.

На рис. 16.15. показаны переточные устройства, в которых используют дополнительный псевдоожиженный слой, создающий добавочное сопротивление движению газа вверх по перетоку.

Перетоки с коническими или дисковыми запорными устройствами (рис. 16.16) целесообразно использовать для больших расходов мелкозернистого адсорбента фракции 0,5–1 мм. Конструкция перетока обеспечивает регулирование высоты взвешенного слоя независимо от интенсивности подачи, адсорбента и улучшает условия распределения газового потока. Переточный патрубок *1* может быть подвижным или жестко установленным, может выступать выше тарелки *4* или заподлицо с ней. Производительность переточного устройства устанавливается высотой слоя, которая задается положением патрубков *1* и *2* (с последующей их фиксацией) относительно тарелки *4* и конуса *3*.

В переточном устройстве (рис. 16.17) регулирование расхода адсорбента осуществляется с помощью дополнительного газового потока, подаваемого под наклонную решетку перетока. Газ прохо-

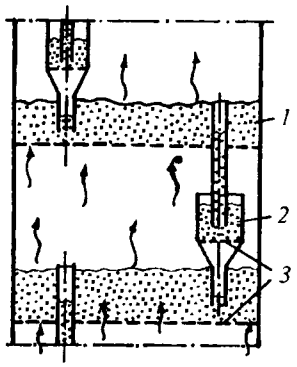


Рис. 16.15. Переточное устройство с дополнительным псевдоожиженным слоем адсорбента:
1 — основной псевдоожиженный слой на тарелке; *2* — дополнительный псевдоожиженный слой; *3* — решетки

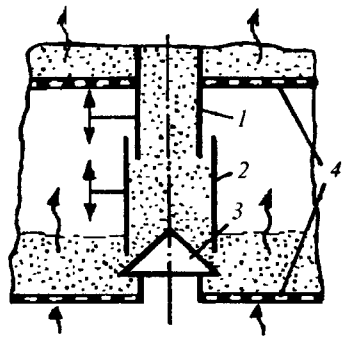


Рис. 16.16. Переточное устройство с коническим запорным устройством:
1, *2* — патрубки; *3* — конус; *4* — тарелки

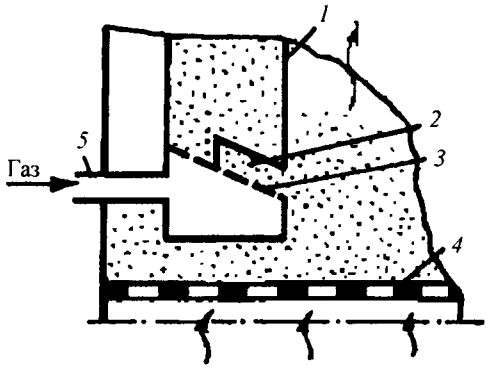


Рис. 16.17. Переточное устройство с автономным подводом газа:
1 — корпус перетока; *2* — щель; *3* — наклонная решетка; *4* — тарелка; *5* — патрубок

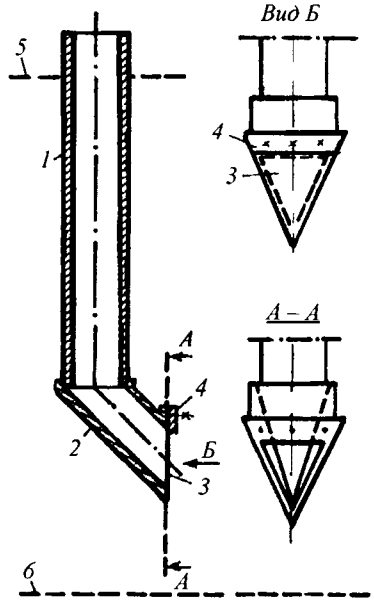


Рис. 16.18. Саморегулирующийся переток:
1 — цилиндр; *2* — переходник; *3* — клапан; *4* — планка; *5*, *6* — тарелки

дит через решетку *3* и далее сквозь щель *2* выходит во взвешенный слой на тарелке. Изменяя подачу газа от независимого источника через патрубок *5*, можно регулировать расход адсорбента в переточном устройстве.

На рис. 16.18 представлен переток [185], в котором, с целью саморегулирования и улучшения работы, выходной торец переходника выполнен в виде равнобедренного треугольника, расположенного основанием вверх, на котором размещен клапан, выполненный из эластичного материала (например, резины).

В период пуска многоступенчатого аппарата в первую очередь подается газовая фаза. При этом эластичный клапан *3* перетоков плотно прикрывает выходное сечение переходника *2*, благодаря чему газовая фаза не проходит через переток. Затем на верхнюю тарелку подают адсорбент. Накопившийся на тарелке адсорбент, находящийся во взвешенном состоянии, начинает переходить во внутреннее пространство перетока, где по мере накопления адсорбента и увеличения давления его на нижнюю поверхность клапана *3* часть клапана открывается. Причем открывание выходного сечения осуществляется плавно. Открывается только часть выходного сечения переходника *2*, а ос-

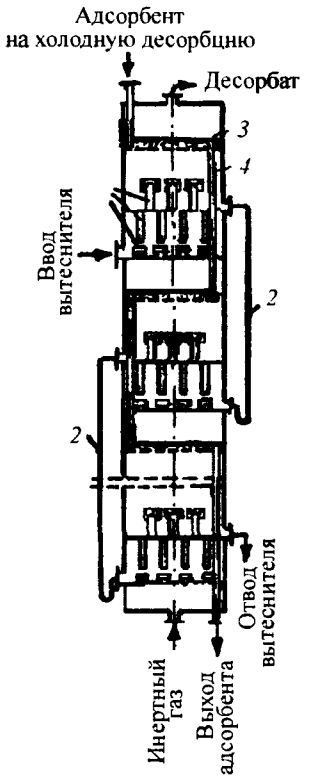


Рис. 16.19. Аппарат для проведения процесса вытеснительной десорбции: *1* — узел насыщения; *2* — переливные устройства; *3* — тарелка со взвешенным слоем адсорбента (узел вытеснения); *4* — переток для адсорбента

тальная вышележащая часть сечения остается закрытой клапаном. По мере увеличения расхода адсорбента происходит возрастание столба адсорбента в перетоке и соответствующее увеличение открывающегося выходного сечения, т.е. происходит саморегулирование работы перетока.

Предложен аппарат (рис. 16.19) для проведения процесса вытеснительной десорбции [186], ступень которого состоит из узла насыщения *1* и узла вытеснения *3*. В конструктивном отношении узел насыщения может быть выполнен в различных вариантах, одним из которых может быть сочетание колпачковой и сепарационной тарелок. Компонент-вытеснитель в жидком состоянии (при заданной температуре) подается на верхнюю колпачковую тарелку. Газ-носитель, проходя через колпачковую тарелку, уносит жидкость в мелкодисперсном состоянии в контактные патрубки сепарационной тарелки, где происходит отделение газа-носителя от жидкости. Насыщенный парами воды газ-носитель движется вверх и проходит тарелку со взвешенным слоем адсорбента, вытесняя из него целевой компонент. Обогащенный целевым компонентом газ-носитель отводится из верхней части аппарата, а отделившаяся жидкость через устройство *2* перетекает на лежащую ниже колпачковую тарелку следующей ступени, где процесс повторяется.

Узел вытеснения представляет собой обычную тарелку со взвешенным слоем адсорбента. Переход с тарелки на тарелку сверху вниз осуществляется по перетокам *4*. При этом происходит обеднение адсорбента целевым компонентом и насыщение его компонентом-вытеснителем. Отработанный адсорбент отводится из аппарата с нижней тарелки.

Таким образом, газ-носитель при движении в аппарате снизу вверх проходит последовательно несколько узлов насыщения и вытеснения, на которых происходит сначала насыщение его парами воды, а затем вытеснение органического вещества из адсорбента с одновременным поглощением адсорбентом паров воды.

В заключение отметим, что выше были кратко рассмотрены наиболее интересные (по нашему мнению) конструкции адсорберов и десорберов, созданные в последние годы. Полный обзор всего спектра аппаратов, применяемых в промышленности, выходит за рамки данной книги; здесь следует обратиться к специальной литературе.

Глава 17.
АБСОРБЕРЫ И ИОНООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ

Газ или определенный газовый компонент при соприкосновении с жидкостью растворяется в ней. Чем больше парциальное давление газового компонента, тем в большем количестве способен он раствориться в жидкости (абсорбенте).

Наряду с растворением газа в жидкости может идти и обратный процесс перехода газа, растворенного в жидкости, в газовую фазу, где он отсутствует или парциальное давление его мало. Выделение растворенного компонента из раствора происходит вследствие снижения его парциального давления в газовой фазе и снижения растворимости его в жидкой фазе.

Таким образом, между газом и жидкостью по истечении некоторого времени всегда устанавливается равновесное состояние.

Для равновесного состояния идеального газа справедлива зависимость, которую называют законом Генри и выражают формулой

$$p = \psi x, \tag{17.1}$$

где x — концентрация газового компонента в жидкости; p — равновесное парциальное давление этого компонента в газовой смеси, Па; ψ — коэффициент, зависящий от свойств газа и жидкости и температуры, Па (табл. 17.1).

В соответствии с законом Генри зависимость между концентрацией сорбтива в газовой и жидкой фазе в равновесном состоянии будет выражаться линией OC (рис. 17.1). Закон Генри справедлив для слабоконцентрированных растворов и нарушается в случае высококонцентрированных растворов, а

Таблица 17.1

Значения коэффициента ψ

Газ	Коэффициент ψ при		
	0 °С	30 °С	60 °С
Аммиак	0,0269	0,133	0,497
Диоксид серы	0,145	0,962	1,68
Диоксид углерода	30,2	80,6	178
Кислород	1450	2720	3650

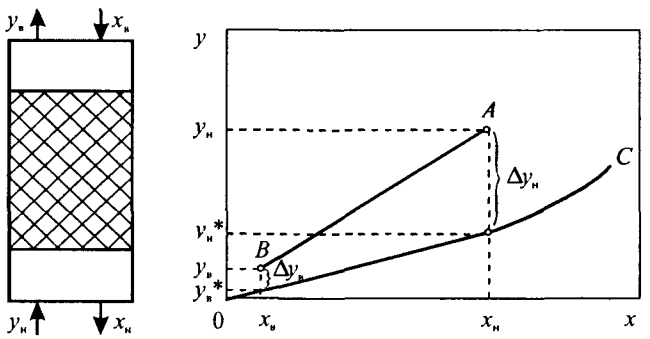


Рис. 17.1. Схема процесса абсорбции в условиях противотока газа и жидкости. Принятые обозначения: ОС — линия равновесия $y^* = f(x)$; AB — рабочая линия — прямая, проходящая через точки $y_н x_н$ и $y_д x_д$

также при наличии между поглощающей жидкостью и поглощаемым газом химического воздействия.

Растворимость газа в жидкости повышается с увеличением парциального давления газового компонента и понижается с увеличением температуры. Растворимость газов в жидкостях различна. Например, при нормальных условиях (p = 101,3 кПа, t = 0 °С) для хорошо растворимых в воде газов (аммиака, хлористого и фтористого водорода) она измеряется сотнями граммов на 1 кг воды, а для плохо растворимых газов (кислорода, азота, оксида углерода) — десятыми и сотыми долями грамма на 1 кг воды. Хлор и диоксид серы имеют среднюю растворимость.

Физическую абсорбцию водой в чистом виде можно применить только для хорошо растворимых газов (аммиака, хлористого и фтористого водорода). Абсорбция диоксида серы будет нецелесообразна из-за большого расхода воды. Удаление из газов оксида углерода путем промывки водой практически невозможно.

Труднорастворимые компоненты в некоторых случаях можно удалять из газов, промывая их жидкостями, химически реагирующими с поглощаемым компонентом, т.е. применяя хемосорбцию.

Десорбцию осуществляют отгонкой в токе инертного газа, подводом тепла к абсорбенту, снижением давления газа над абсорбентом.

17.1. ИНТЕНСИФИКАЦИЯ И АППАРАТУРНОЕ ОФОРМЛЕНИЕ АБСОРБЦИОННЫХ ПРОЦЕССОВ

При абсорбции определяющей характеристикой является межфазная поверхность, от состояния которой во многом зависит интенсивность переноса целевого компонента из газовой фазы в жидкую. Поэтому интенсификация абсорбционных процессов проводится по пути создания аппаратов с наиболее развитой поверхностью контакта фаз способных работать при высоких скоростях газового потока, рассчитанных на полное поперечное сечение, т.е. по пути создания аппаратов большой единичной мощности.

В современных абсорбционных аппаратах применяются самые разнообразные конструкции контактных устройств. Можно выделить следующие направления, по которым ведутся эти разработки:

1. Создание аппаратов с контактными элементами, работающими в условиях повышенных нагрузок взаимодействующих фаз;
2. Разработка аппаратов с контактными элементами, эффективно работающими в широком диапазоне изменения расходов фаз;
3. Создание аппаратов с контактными элементами, обладающими малым гидравлическим сопротивлением.

По общепринятой классификации абсорберы подразделяются на следующие группы: 1) поверхностные; 2) барботажные и 3) распыливающие. Естественно, в рамках каждой группы существует множество конструкций, рассмотреть которые в одной книге нет никакой возможности.

17.1.1. ПОВЕРХНОСТНЫЕ АБСОРБЕРЫ

Среди поверхностных абсорберов привлекают внимание и получают широкое применение *пленочные* абсорберы. Конструктивной особенностью пленочных контактных устройств с фиксированной поверхностью контакта фаз являются каналы круглого, прямоугольного, треугольного и других сечений, по внутренней поверхности которых движется тонкая жидкостная пленка, взаимодействуя с газовым потоком. Взаимодействие фаз на контактной ступени может быть как прямоточным, так и противоточным. Обычно используют принцип прямоточного взаимодействия фаз на каждой ступени с обеспечением противотока в аппарате в целом. Это связано с тем, что при прямоточном взаимодействии фаз на ступени, которое осуществляется при средней скорости газового потока в канале в интервале 10–25 м/с, и сравнительно большом свободном сечении аппарата достигается высокая эффективность массопереноса, а скорость газового потока, рассчитанная на полное сечение аппара-

та, в несколько раз превышает максимальную скорость газового потока при противоточном взаимодействии фаз.

Одной из первых конструкций пленочного аппарата, разработанных в нашей стране и использующих принцип прямоточного взаимодействия фаз на ступени, является аппарат П. А. Семенова [187].

С целью интенсификации процесса абсорбции и улучшения сепарации фаз в каналах круглого сечения устанавливают завихрители (закручиватели). Дополнительное вращательное движение, сообщаемое двухфазному потоку, увеличивает эффективность массопереноса еще в 1,5–2 раза [188] и позволяет использовать возникающую центробежную силу для разделения фаз после выхода из контактной зоны. В контактной зоне жидкость под действием этой силы образует на внутренней поверхности канала винтообразную движущуюся вверх пленку. Это явилось стимулом для использования закрученного движения в зоне контакта при разработке высокоскоростных абсорбционных аппаратов. Расчеты показывают [189], что аппарат диаметром 2,4 м с прямоточными тарелками с завихрителями может заменить аппарат с колпачковыми тарелками диаметром 5,0 м при равной производительности.

Завихрители могут выполняться в различном конструктивном оформлении:

1. С осевыми лопастями, состоящими из нескольких радиально расположенных пластин, установленных под углом к горизонтали и образующих каналы для прохода газовой фазы;

2. С винтовыми лопастями (в виде шнека), установленными в контактных элементах трубчатого типа;

3. С тангенциальными лопастями, выполненными в виде ряда вертикальных пластин, расположенных по окружности под углом друг к другу;

4. С тангенциальными каналами, направляющими газовую фазу по касательной к стенке контактного элемента.

Компоновка контактных ступеней аппаратов с закрученным прямоточным движением фаз может осуществляться по-разному. В некоторых случаях контактные элементы располагают на горизонтальных тарелках подобно расположению колпачков на колпачковой тарелке, в других случаях ступень представляет собой контактный элемент, увеличенный до размеров колонны.

Разделение фаз в контактных ступенях осуществляется, как правило, в два этапа: 1) отделение жидкости от газового потока в поле центробежных сил, возникающих при вращении газожидкостного потока, и 2) отделение жидкости из газового потока за счет гравитационных или инерционных сил.

На рис. 17.2 представлен аппарат с контактными трубчатыми элементами.

Каждая ступень состоит из параллельно работающих трубчатых элементов *AE* с многолопастными винтовыми осевыми завихрителями *CD*. Поднимающийся по аппарату газовый поток входит в контактную зону *BE* и захватывает жидкость, вытекающую из распылителя *B*. Газовый поток, несущий капельки жидкости, проходит зону распыления *BC* и поступает в осевой завихритель

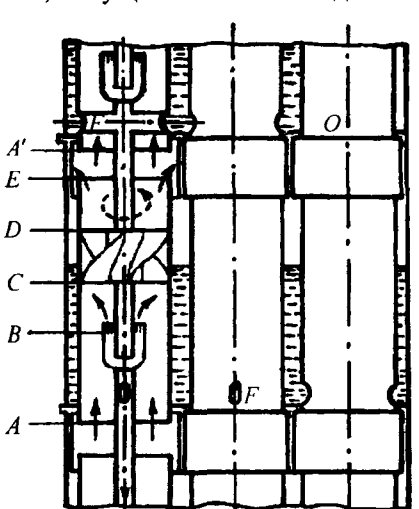


Рис. 17.2. Высокоскоростной абсорбер с прямоточным взаимодействием газа и жидкости в восходящем закрученном потоке.

CD. Наличие перед завихрителем зоны распыления с развитой межфазной поверхностью повышает эффективность массообмена. После завихрителя закрученный поток проходит пленочную зону *DE*, из которой жидкость через сепарационный зазор *EA* выбрасывается на стенку сепарационного патрубка и стекает вниз, а газовый поток поднимается на следующую ступень. Жидкость по межэлементному пространству, радиальным переточным трубам и центральной переточной трубе поступает в распылитель ниже расположенной ступени. Массообмен между газом и жидкостью происходит в трех зонах: распыления, закручивания и пленочной.

Исследования показали, что применение прямоточного взаимодействия фаз в закрученном потоке позволяет вместо трубок с внутренним диаметром 8–20 мм, применяемых в пленочных прямоточных элементах без закручивания фаз, устанавливать на тарелках патрубки диаметром 70–100 мм. Это дает возможность осуществить реконструкцию действующих абсорбционных колонн путем замены колпачков на барботажной тарелке прямоточными контактными элементами. На рис. 17.3 показаны схемы компоновки этих элементов при различных способах подачи жидкости в зону контакта фаз [191].

Проходя через тангенциальный завихритель *1* (рис. 17.3, *а*), газовый поток закручивается внутри патрубка *2* и движется в направлении сепаратора *3*. Жидкость поступает в зону контакта через тангенциальные отверстия *4* и в виде вращающейся пленки по внутренней поверхности патрубка поднимается вверх. В сепараторе *3* происходит разделение фаз: жидкость через кольцевой зазор *5* стекает черед тарелку, а газовый поток через патрубок *6* направляется на вышележащую тарелку. В другой конструкции (рис. 17.4, *б*) подача жидкости через радиальные отверстия в нижнюю часть межлопастного пространства осевого завихрителя *7* обеспечивает дробление жидкости в каналах завихрителя. В третьей конструкции (рис. 17.3, *в*) жидкость поступает в зону контакта через инжекционные распылители *8*, установленные перед осевым завихрителем.

Следует также отметить, что тангенциальные завихрители по сравнению с осевыми обладают повышенным гидравлическим сопротивлением, имеют большие поперечные габариты, снижающие пропускную способность тарелки, и дают более низкий к.п.д. тарелки при массопередаче.

Разработан промышленный вариант такого типа аппаратов [191]. Он характеризуется следующими параметрами: диаметр колонны 1 м, расстояние между тарелками 600 мм. Рабочая скорость газа

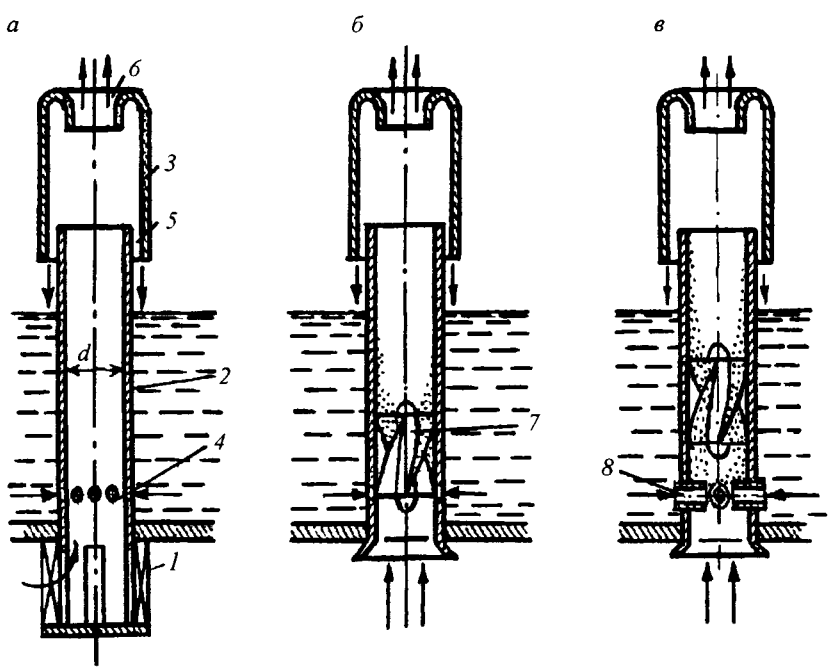


Рис. 17.3. Схемы компоновки прямоточных контактных элементов при различных способах подачи жидкости: *а* — в пленочную зону; *б* — в каналы осевого завихрителя; *в* — через распылитель;
1 — тангенциальный распылитель; *2* — контактный патрубок; *3* — сепаратор; *4* — тангенциальные отверстия; *5* — кольцевой зазор; *6* — диафрагмирующий патрубок; *7* — осевой многолопастной завихритель; *8* — распылитель

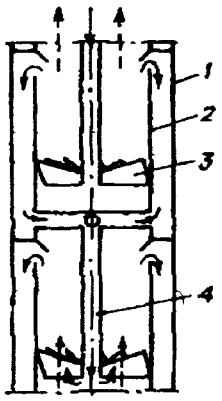


Рис. 17.4. Аппарат с осевым завихрителем (типа "розетки"):
1 — корпус; *2* — контактная камера; *3* — завихритель ("розетка"); *4* — переливная труба

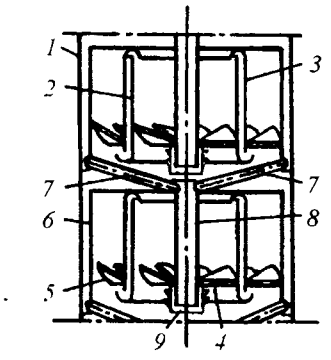


Рис. 17.5. Аппарат с двумя зонами контакта фаз на тарелке:
1 — корпус; *2* — внутренняя обечайка; *3* — наружная обечайка; *4* — внутренний завихритель; *5* — внешний завихритель; *6* — стакан; *7* — переточные трубы; *8* — центральная труба-коллектор; *9* — приемный стакан

(пара) в контактных патрубках составляет 15–25 м/с, а в колонне (в расчете на полное сечение) — 4–7 м/с.

Как уже отмечалось, другим направлением в разработке высокоскоростных пленочных аппаратов является увеличение размеров контактного элемента до размеров колонны. Примером может служить аппарат, показанный на рис. 17.4 [192]. Однако уменьшение гидравлического сопротивления приводит к снижению поверхности контакта и времени пребывания жидкости на ступени, а, следовательно, и к снижению эффективности.

В последние годы появилась конструкция аппарата [193], в которой с целью интенсификации процесса массообмена за счет увеличения времени контакта фаз и рабочего объема (по сравнению с предыдущим пленочным аппаратом) контактная тарелка снабжена расположенными одна в другой цилиндрическими обечайками; верхний край наружной обечайки отогнут внутрь по радиусу с перекрытием верхнего края внутренней обечайки, нижний край внутренней обечайки отогнут наружу по радиусу с перекрытием нижнего края наружной обечайки (рис. 17.5).

По всей вероятности, аппараты рассмотренного типа (рис. 17.4 и рис. 17.5) не должны быть большими в диаметре.

Другой разновидностью контактных элементов с закрученным восходящим газовым потоком является так называемый вихревой контактный элемент (рис. 17.6) [58].

В этом элементе завихрение газового потока достигается за счет тангенциальной подачи его из прорезей *2* конусной насадки *3*. Жидкость, стекающая по насадке, за счет вихревого движения газового потока равномерно распределяется по конусной поверхности (поверхность контакта фаз). Переход жидкости из одного контактного элемента в другой нижележащий элемент осуществляется через отверстия *4*, расположенные в нижней части элемента. Каждый контактный элемент, выполненный в виде усеченного конуса, нанизывается на центральную трубу *5* (верхний и нижний торцы трубы заглушены), причем меньшее основание конуса фиксируется на центральной трубе, а большее основание опирается на внутреннюю поверхность корпуса *1* аппарата. Жидкость движется вниз по аппарату, а газовый поток — вверх (направление движения жидкости отмечено позицией *6*, а газа — позицией *7*). Аппарат состоит из нескольких элементов, расположенных друг над другом, как показано на рисунке. Над верхним элементом в аппарате установлен распределитель жидкости. В нижней части аппарата осуществляется тангенциальный ввод газового потока и слив отработанного жидкого поглотителя с гидрозатвором.

Авторы [58] приводят данные полупромышленных испытании аппарата с вихревыми элементами, применяемого в качестве десорбера для десорбции брома из окисленного хлором бромидного рассола. Исследования показали, что применение таких аппаратов позволяет интенсифицировать

процесс десорбции в 5–7 раз, т.е. вместо 5–7 существующих промышленных десорберов насадочного типа (насадка из керамических колец) потребуется один аппарат с вихревыми контактными элементами того же диаметра.

К поверхностным абсорберам относят также широко распространенные насадочные колонны, включающие вертикальный корпус цилиндрической формы с расположенными по их высоте решетками, на которых укладываются слои насадки (кольца Рашига, седла Берля и т.д.).

Недостатки насадочных колонн состоят в следующем: 1) сравнительно небольшая скорость газового (парового) потока, отнесенная к свободному сечению аппарата (0,5–1,0 м/с в зависимости от свойств орошаемой жидкости); 2) большие габариты аппарата, являющиеся следствием первого недостатка; 3) неравномерность смачивания насадка; 4) в связи с большим весом загружаемой в аппарат насадки на фундамент действуют значительные нагрузки.

В зависимости от скорости газового потока при одном и том же орошении насадочные колонны могут работать в пленочном режиме, в режиме подвисания и в режиме эмульгирования. Последний режим соответствует максимальной эффективности насадочных колонн указанного типа. Однако поддержание режима эмульгирования представляет большие трудности в связи с тем, что этот режим неустойчив и при незначительном увеличении скорости газового потока, соответствующей режиму эмульгирования, наступает "захлебывание" аппарата, а затем и унос жидкости из аппарата.

В аппарате [58] интенсификация абсорбционного процесса осуществляется за счет значительного повышения скорости газового потока, увеличения плотности орошения и равномерного полного смачивания насадки в аппарате. Это достигается тем, что насадочная колонна снабжена сепарационными тарелками, размещенными над насадкой и соединенными переточными трубопроводами с барботажными тарелками нижерасположенной контактной зоны сепарационные тарелки снабжены устройствами для центробежного разделения фаз.

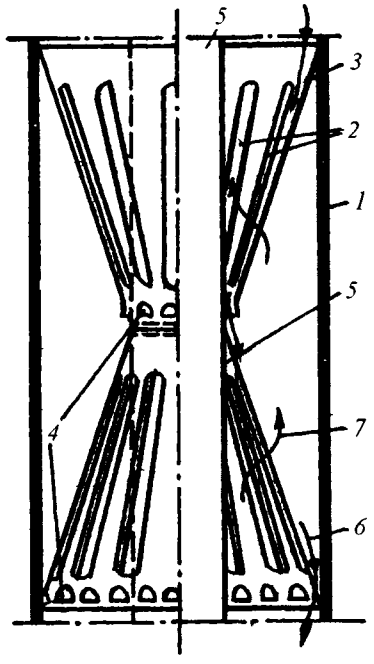


Рис. 17.6. Вихревой контактный элемент:
1 — корпус аппарата; *2* — тангенциальные прорези; *3* — конусная насадка; *4* — отверстия; *5* — центральная труба; *6* — направление движения жидкости; *7* — направление движения газового потока

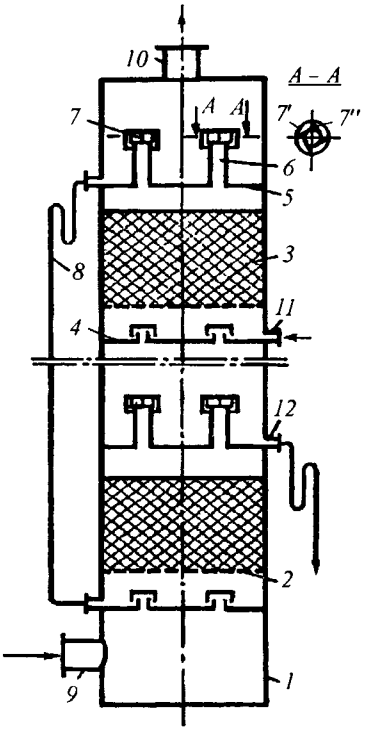


Рис. 17.7. Насадочная колонна:
1 — корпус; *2* — решетка; *3* — слой насадки; *4* — барботажная (колпачковая) тарелка; *5* — сепарационная тарелка; *6* — контактный патрубок; *7* — сепарирующий элемент (*7'* — колпачок; *7''* — лопатки); *8* —переливная труба; *9* — штуцер для входа газового потока в колонну; *10* — штуцер для выхода очищенного газового потока; *11* — штуцер для ввода жидкости на верхнюю ступень колонны; *12* — штуцер для вывода отработанного поглотителя из колонны

Благодаря такому конструктивному решению насадочная колонна способна работать в условиях повышенных нагрузок при скоростях газового потока порядка 2–5 м/с, т.е, пропускная способность тарелки по газовой фазе увеличивается в 2–5 раз по сравнению с обычной насадочной колонной. Для этого в каждой контактной зоне обеспечивается контакт фаз в режиме уноса жидкости с барботажной тарелки через слой насадки (восходящее прямоточное движение фаз), т.е. вся жидкость, поступающая на барботажную тарелку с вышележащей зоны контакта, уносится газовым потоком с барботажной тарелки через слой насадки. После контакта фаз на барботажной тарелке и в слое насадки в таком режиме необходимо разделить фазы на выходе из контактной зоны, для чего над слоем насадки установлена сепарационная тарелка для механического центробежного разделения фаз.

На рис. 17.7 изображена насадочная колонна, включающая вертикальный корпус *1* с расположенными по его высоте решетками *2*, на которые укладываются слои насадки *3*. Барботажные тарелки *4*, как уже указывалось, устанавливаются ниже слоев насадки *3*, а сепарационные тарелки *5* — над слоями насадки. Сепарационная тарелка может иметь различное конструктивное исполнение. На рисунке она представлена в виде нескольких контактных патрубков *6*, закрепленных нижним торцом на основании тарелки, а в верхней части снабженных устройствами *7* для центробежного разделения фаз. Устройство для центробежного разделения фаз выполнено в виде колпачка 7′ с размещенными внутри него профилирующими лопатками 7″. Сепарационная тарелка вышележащей контактной зоны соединена с барботажной тарелкой нижележащей контактной зоны переточными трубопроводами *8* с гидрозатвором. Колонна снабжена штуцерами *9* и *10* для ввода и вывода газовой фазы и *12* для вывода из нижележащей контактной зоны. Ввод жидкости в колонну осуществляется через штуцер *11* верхней барботажной тарелки.

Однако следует заметить, что этот аппарат, видимо, занимает промежуточное положение между поверхностными аппаратами и распыливающими, поскольку колпачковая тарелка работает в режиме полного уноса.

17.1.2. БАРБОТАЖНЫЕ АБСОРБЕРЫ

Наиболее представительна по конструктивному оформлению группа барботажных абсорберов. В результате взаимодействия фаз (жидкость является сплошной фазой, а газ — дисперсной) на тарелках образуется газожидкостный слой, состоящий из относительно чистой жидкости и вспененной жидкости. Полная высота слоя на тарелке и ее составляющие зависят от конструктивного оформления тарелки, от соотношения материальных потоков и физико-химических свойств системы.

Среди барботажных контактных устройств особое место занимают ситчатые и колпачковые тарелки, нашедшие широкое применение в промышленности. Одной из новых конструкций барботажных абсорберов является колонна с ситчатыми тарелками и пакетом извилистых пластин, расположенных между тарелками (рис. 17.8) [58]. Пакет извилистых пластин способствует созданию дополнительной зоны массообмена, улавливанию брызг жидкости, получающихся в процессе барботажа на ситчатой тарелке, и возвращению их в слой жидкости на ту же тарелку

Переливное устройство обеспечивает переток жидкости с тарелки на тарелку по высоте колонны. Переток может осуществляться при отсутствии или наличии приемного кармана в переливном устройстве (рис. 17.9) [58]. Переливные устройства без приемного кармана позволяют увеличить рабочую площадь тарелки и, следовательно, повысить производительность колонны.

В тех случаях, когда диапазон работы переливного устройства лимитирует работу тарелки в целом, целесообразно устанавливать регулирующие переливные устройства, например с кольцевыми щелями (рис. 17.9, *б*), поочередно вступающими в работу, или с поворотными заслонками (рис. 17.9, *в*), регулирующими проходное сечение переливного устройства [58].

Провальные тарелки не имеют переливных устройств, что позволяет более полно использовать площадь тарелок и значительно упрощает их в конструктивном отношении. Газ и жидкость движутся противотоком. Один из недостатков таких тарелок — сравнительно узкий диапазон работы в отношении нагрузок по газу. Подробно конструкции провальных тарелок рассмотрены в работах [76, 194].

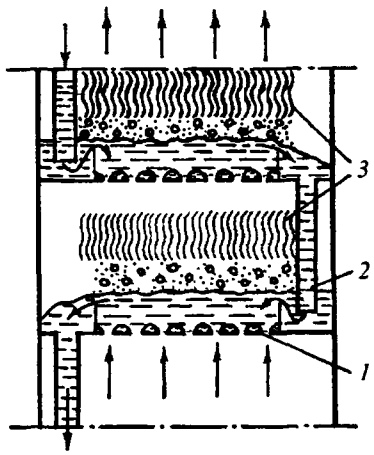


Рис. 17.8. Абсорбер с ситчатыми тарелками:
1 — тарелка; *2* — переливное устройство; *3* — сепарационная зона

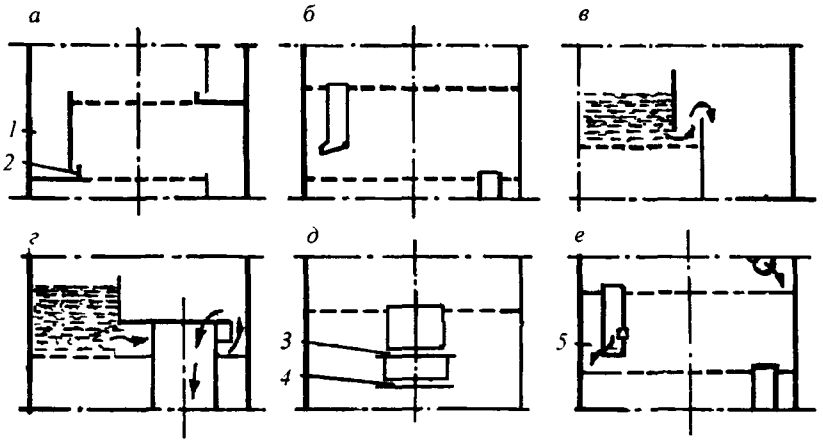


Рис. 17.9. Конструкции переливных устройств:
а — с приемным карманом; *б* — без приемного кармана; *в, г* — с защищенным переливом; *д, е* — с приспособлением, регулирующим сечение для прохода жидкости; *1* — переливное устройство; *2* — затворная планка; *3, 4* — кольцевые щели; *5* — заслонка

Интенсификация процесса абсорбции в аппаратах с провальными тарелками в последнее время проводится по пути создания тарелок с упорядоченным перетоком жидкости и постоянным свободным сечением, с укрупненной перфорацией и с саморегулируемым свободным сечением тарелок.

Среди противоточных контактных тарелок с упорядоченным перетоком жидкости и постоянным свободным сечением следует отметить ступенчатую тарелку [195], тарелку с разной перфорацией [196] и щелевую тарелку с отогнутыми краями щелей [197], имеющую отверстия для раздельного прохода газа и жидкости через основание тарелки (рис. 17.10).

В работе [58] проведены исследования провальных тарелок с укрупненной перфорацией в колонне промышленного размера диаметром 665 мм. Исследованы три тарелки (диаметр отверстий 16; 26 и 50 мм) со свободным сечением 21,2 % при различных скоростях газа и расходах жидкости (плотности орошения). Установлено, что можно работать в устойчивом режиме при скоростях газа от 1,3 до 4,1 м/с и плотности орошения 1,73–32 $м^3/(м^2 \cdot ч)$ на тарелках с диаметром отверстии 16 и 26 мм. На тарелке с диаметром отверстий 50 мм при тех же условиях происходит значительный унос жидкости: если относительный унос во всем интервале проведенных опытов был небольшой для тарелок с диаметром отверстий 16 и 26 мм (не превышал 1,5 %), то на тарелке с диаметром отверстий 50 мм при скорости газа 4,1 м/с он достигал 25 %. Поэтому тарелку с диаметром отверстий 50 мм нельзя рекомендовать для промышленного применения.

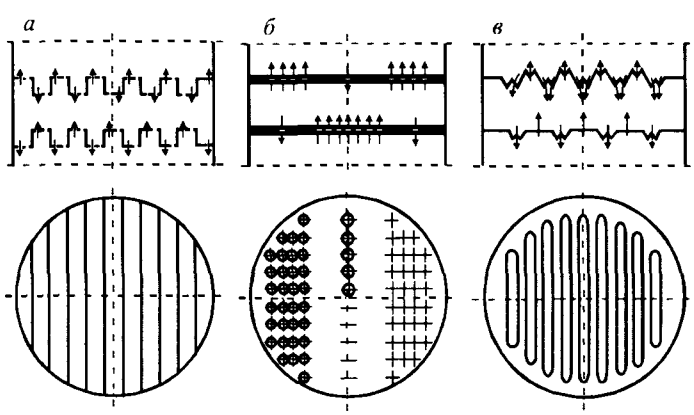


Рис. 17.10. Провальные тарелки с упорядоченным перетоком жидкости:
а — ступенчатая; *б* — с разной перфорацией; *в* — щелевая с отогнутыми краями щелей

Выявлены некоторые особенности крупноперфорированных тарелок. Зависимость гидравлического сопротивления газожидкостного слоя на тарелке от скорости газового потока на крупноперфорированных тарелках заметно отличается от обычного вида ее на провальных тарелках, где она выражается в виде восходящей ломаной линии. Гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя уменьшается с увеличением скорости газа от 2,5 до 4,1 м/с при одновременном возрастании слоя светлой жидкости на тарелку. Наличие максимума и уменьшение сопротивления газожидкостного слоя с увеличением скорости газа, вероятно, связано с прорывом части газа через газожидкостный слой при достаточно высоких скоростях газа.

Однако, несмотря на такой прорыв факелов или пузырей газа и уменьшение гидравлического сопротивления коэффициент массоотдачи увеличивается с возрастанием скорости от 2 до 4,1 м/с, что связано, по-видимому, с задержкой жидкости на тарелке. Коэффициент массоотдачи в газовой фазе (на примере испарения воды в воздух) на крупноперфорированных тарелках в несколько раз выше, чем на мелкоперфорированных тарелках, и приближается к значениям коэффициентов массоотдачи, получаемым на тарелках с шаровой подвижной насадкой.

На рис. 17.11 представлена провальная тарелка с регулируемым свободным сечением. В отверстиях тарелки *1* установлены пружины *2*, одним концом вставленные в кольцевые углубления в тарелке, а другим насаженные на приваренные в узлах решетки центры *3*. Пружины между тарелкой и решеткой поджаты с помощью сильфона *4* и болтами 5. Нижний торец сильфона упирается в шайбу 6 и является неподвижным, а верхний торец его, упирающийся в стакан, может вместе с ним перемещаться вдоль оси болта 5.

Тарелка имеет отверстия для провала жидкости. Оси пружин *2*, центров *3* и отверстий в тарелке для прохода жидкости и газа совпадают.

Нижняя решетка *7* состоит из сваренных продольно-поперечных ребер. В центре решетка приварена к стакану *8*, основание которого упирается в торец сильфона *4*. Полость сильфона через неподд-

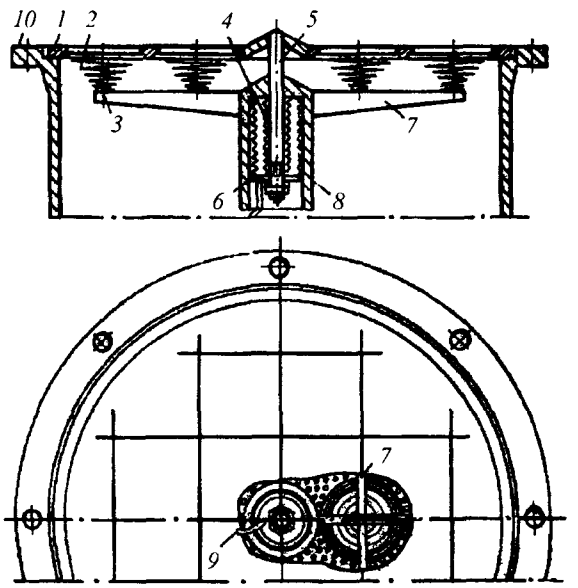


Рис. 17.11. Провальная тарелка с регулируемым свободным сечением:
1 — тарелка; *2* — пружина; *3* — центр; *4* — сильфон; *5* — болт; *6* — шайба; *7* — нижняя решетка; *8* — стакан; *9* — трубка; *10* — царга

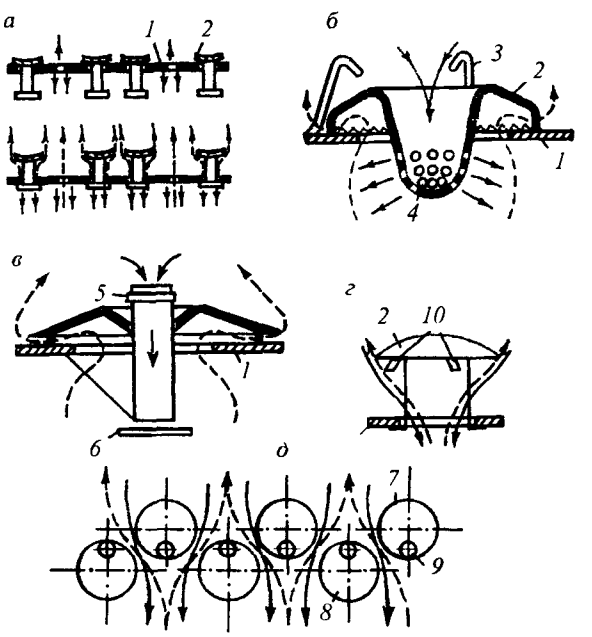


Рис. 17.12. Клапанные тарелки с противоточным движением фаз:
а–в — с упорядоченным перетоком жидкости; *г, д* — с неупорядоченным перетоком жидкости;
1 — основание тарелки; *2* — клапан; *3* — ограничитель подъема клапана; *4* — отверстия в клапане; *5* — переточный патрубок; *6* — подпорный диск; *7, 8* — клапаны из труб или колец; *9* — опорные стержни; *10* — опоры клапана

вижный торец трубкой *9* сообщается с исполнительным механизмом возвратно-поступательного движения, изменяющим давление в сильфоне. Тарелка периферийной частью крепится к царге *10*. При повышении давления в сильфоне подвижный торец его перемещается вверх, поднимая через стакан *8* решетку, которая сжимает пружины *2*. Зазор между витками пружин становится меньше, и, таким образом, свободное сечение тарелки тоже уменьшается. Понижение давления в сильфоне приводит к увеличению свободного сечения тарелки.

Пропускной способностью тарелок, а, следовательно, и средним временем пребывания жидкости на тарелке, можно управлять, изменяя степень поджатия пружин, т.е. изменяя давление в сильфоне с помощью исполнительных механизмов, получающих командный импульс от регулятора.

Если в процессе значительно изменяются нагрузки по газу и жидкости, то применяют клапанные тарелки (провальные и беспровальные). Основными конструктивными элементами этих тарелок являются перфорированное основание тарелки и клапаны, в нерабочем состоянии перекрывающие отверстия в основании тарелки, а под действием газового потока поднимающиеся на некоторую высоту, определяемую ограничителем. На рис. 17.12 представлены клапанные противоточные тарелки, сочетающие преимущества провальных и клапанных (беспровальных) тарелок. В тарелках с упорядоченным перетоком жидкости (рис. 17.12, *а–в*) [58], который осуществляется через специальное переточное устройство, расположенное в клапане, вытекающая жидкость в виде струй или пленки создает дополнительную зону контакта фаз в межтарелочном объеме.

Среди противоточных тарелок с неупорядоченным перетоком жидкости (по классификации [58]) одной из основных конструкций является провальная тарелка с круглыми клапанами (рис. 17.12, *г*). Интересна, на наш взгляд, трубчатая тарелка, состоящая из горизонтально расположенных труб *7* и *8* на опорных неподвижных стержнях *9* (рис. 17.12, *д*). Под действием газового потока трубы *7* и *8* могут изменять свое расположение в пространстве, варьируя тем самым свободное сечение тарелки.

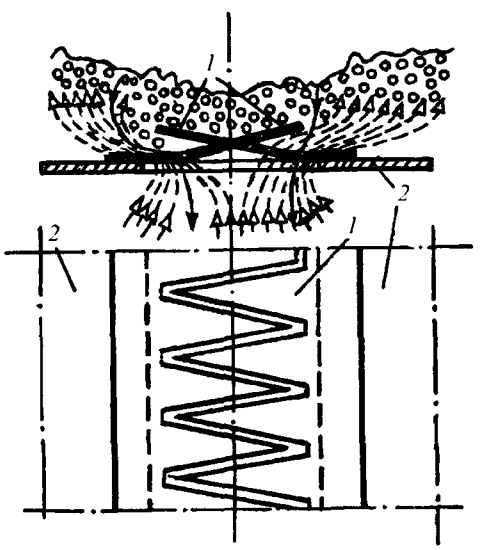


Рис. 17.13. Тарелка с клапанами, выполненными из эластичного материала:
1 — клапан (правая и левая половины); *2* — основание тарелки

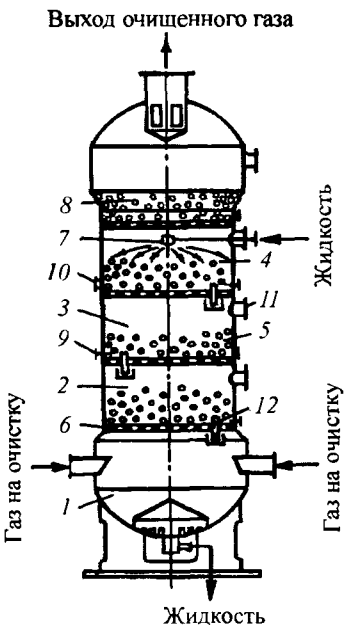


Рис. 17.14. Абсорбер с подвижной (псевдоожиженной) насадкой:
1 — газораспределительная камера; *2–4* — рабочие секции; *5* — насадка; *6* — распределительная решетка; *7* — форсунка для подачи жидкости; *8* — сепарационная камера; *9* — регулятор доли свободного сечения решетки; *10* — патрубок для выгрузки насадки; *11* — патрубок для загрузки насадки; *12* — переточные устройства

Из клапанных тарелок провального типа можно еще выделить тарелку, состоящую из плоских элементов, имеющих профиль зубьев пилы и выполненных из эластичного тонкого материала (рис. 17.13).

Как видно из рисунка, вершины зубьев (лепестков) одного элемента входят в пазы другого элемента с небольшим зазором. Основания элементов (левого и правого) закреплены на тарелке, а лепестки зубьев перекрывают прямоугольную щель в тарелке. С увеличением расхода газового потока лепестки зубьев элементов (левого и правого) плавно поднимаются от вершины до основания, увеличивая тем самым проходное сечение. При уменьшении расхода газового потока лепестки элементов плавно начинают опускаться от основания до их вершины, уменьшая тем самым проходное сечение. Таким образом, происходит саморегулирование работы тарелки. Скорость газового потока в расчете на полное поперечное сечение аппарата может изменяться в пределах 0,2–3,5 м/с, плотность орошения — в пределах 1,0–28 $м^3/(м^2 \cdot ч)$, гидравлическое сопротивление тарелки — в зависимости от скорости газового потока и плотности орошения в пределах 30–800 Па. Расстояние между тарелками составляет 250–500 мм.

Перспективными представляются также абсорберы с подвижной насадкой (с псевдоожиженным слоем насадки), которые успешно используются в промышленности для очистки газовых потоков (рис. 17.14). Интенсивные гидродинамические режимы, создаваемые в этих аппаратах, способствуют не только повышению удельной производительности, но и скорости массообмена. Абсорберы с псевдоожиженной насадкой целесообразно применять при обработке загрязненных газовых потоков и жидкостей.

Скорость газового потока на полное сечение аппарата может изменяться в интервале 2,0– 5,0 м/с. В некоторых случаях скорость газового потока на полное сечение аппарата может доходить до 8 м/с. Плотность орошения может изменяться от 25 до 180 $м^3/(м^2 \cdot ч)$. Гидравлическое сопротивление ступени составляет 0,98–1,47 кПа.

17.1.3. РАСПЫЛИВАЮЩИЕ АБСОРБЕРЫ

Особенностью струйных (распыливающих) тарелок является диспергирование жидкости газовым потоком (газовая фаза — сплошная, жидкая — дисперсная) в начальный момент их взаимодействия и последующее их совместное прямоточное и перекрестно-прямоточное движение в направлении, определяемом конструкцией тарелки.

В вихревой тарелке, представленной на рис. 17.15, *а*, направление движения жидкости на тарелках от центра к периферии осуществляется за счет центробежных сил, способствующих дальнейшему разделению фаз.

Прямоточное движение фаз в радиальном и аксиальном направлениях осуществляется в распылительных контактных устройствах, диспергирование жидкости в которых происходит в наиболее узком сечении. В абсорбере с контактными устройствами в виде кольцевого диффузора (рис. 17.15, *б*) жидкость из переливного устройства через зазор, образованный нижним торцом патрубка *3* и отбойным диском *4*, вытекает в пространство между дисками *4* и 6 и дробится газовым потоком на мелкие капли, образуя при этом большую межфазную поверхность. Аксиальное движение газожидкостного потока осуществляется на тарелках (рис. 17.15, *в*), где газовый поток, проходя трубу Вентури *10*, укрепленную на перегородке *8*, захватывает жидкость и дробит ее на мелкие капли в горловине трубы. Сепаратором для разделения фаз служит нижняя полость тарелки *9*, а перемещение жидкости на нижележащую тарелку осуществляется по перетоку *7*.

В представленном на рис.17.16, *а* и *б* распыливающем абсорбере интенсификация процесса массообмена осуществляется за счет дробления жидкости и равномерного распределения жидкости и газа по высоте зоны контактирования. Абсорбер включает корпус *1*, внутри которого установлены тарелки, состоящие из расположенных друг над другом диска *2* и кольца *3*. Между ними размещены насадки *4*, снабженные щелью *5*. Диск *2* и кольцо *3* соединены цилиндром *6* (в многоступенчатых аппаратах, (рис. 17.16, *б*)) и имеют отверстия *7*. В корпус вмонтированы патрубки ввода *8* и патрубки вывода жидкости *9*. В верхней части аппарата имеется усеченный конус *10* и перераспределительный порог *11*.

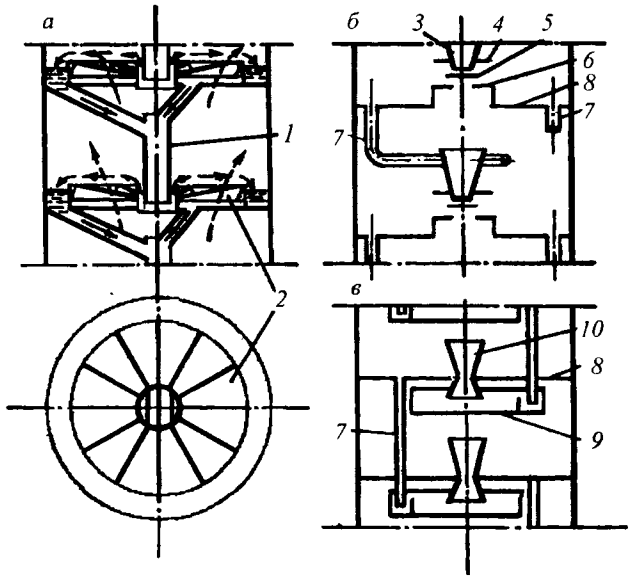


Рис. 17.15. Струйные тарелки:
а — вихревая тарелка; *б* — прямоточная тарелка с радиальным движением газожидкостного потока; *в* — прямоточная тарелка с аксиальным движением фаз;
1 — переточная труба-коллектор; *2* — завихритель; *3* — патрубок; *4*, *6* — диски; *5* — подпорный диск; *7* — переливные устройства; *8* — глухие перегородки; *9* — тарелка; *10* — труба Вентури

Контактные элементы выполнены в виде радиально расположенных насадков, боковая поверхность которых снабжена вертикальной щелью. Насадки установлены с зазором по отношению друг к другу и образуют сужающийся канал для прохода газожидкостной смеси.

Абсорбер с одной тарелкой работает следующим образом. Жидкость поступает в аппарат по патрубку *8* в камеру, образованную стенкой корпуса *1*, кольцом *3*, конусом *10* и попадает в насадки *4*

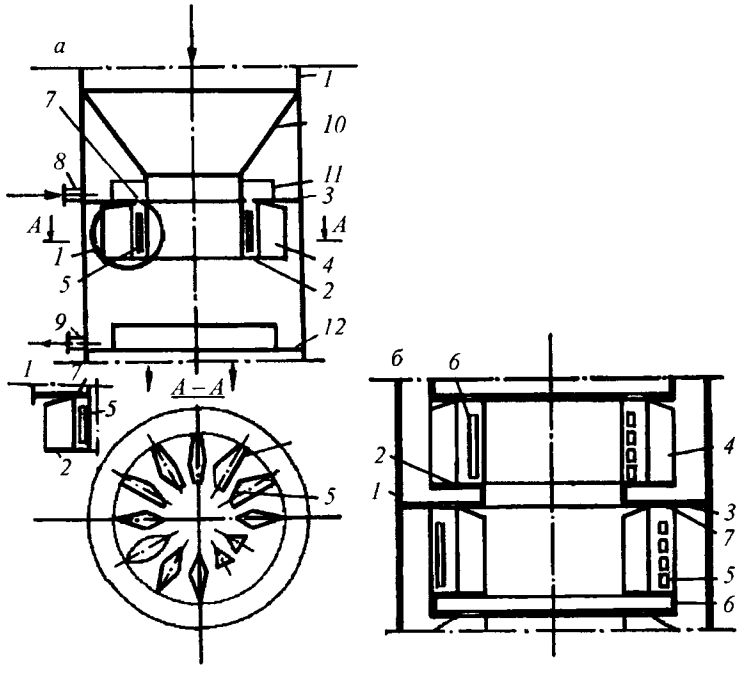


Рис. 17.16. Распыливающий абсорбер:
1 — корпус; *2* — диск; *3* — кольцо; *4* — насадки; *5* — щель; *6* — цилиндр; *7* — отверстия; *8*, *9* — патрубки ввода и вывода жидкости; *10* — усеченный конус; *11* — перераспределительный порог; *12* — основание нижней тарелки

через отверстия *7*. Из насадок жидкость выходит через щели *5* в виде струй в каналы между насадками. Для равномерного распределения потока жидкости между насадками служит перераспределительный порог *11*. *Газ,* поступающий сверху в аппарат, подхватывает жидкость, вытекающую из щелей *5*, и дробит ее на капли в каналах между насадками *4*. После взаимодействия фаз газожидкостный поток разделяется, при этом жидкость стекает по стенке вниз в приемный карман *12*, откуда выводится через патрубок *9*, а газ удаляется через нижний патрубок абсорбера.

В многоступенчатом аппарате (рис. 17.16, *б*) осуществляется противоточное движение фаз по его высоте (газ подается снизу, а жидкость — сверху) и прямоточное на каждой тарелке, причем направление движения газожидкостного потока на соседних тарелках противоположное.

С целью интенсификации процессов за счет значительного увеличения скорости газового потока в свободном сечении аппарата контактная ступень (рис. 17.17) может быть выполнена из барботажной *I* (например, колпачковой) и расположенной над ней сепарационной *II* тарелок. Сепарационная тарелка состоит из собственно тарелки *1* и установленного в центре усеченного конического контактного патрубка *2*, который в верхней части заканчивается сепаратором *3* в виде колпачка *3б* с размещенными внутри него профилирующими лопатками *3а*. Колпачок сепаратора выполнен расширяющимся книзу. На крышке колпачка закреплен обтекатель *3в* в виде конуса с закругленной к основанию образующей, входящей вершиной в сепаратор. В корпусе *4* сепарационной камеры установлен стакан *5* с небольшим кольцевым зазором относительно внутренней поверхности конуса. В верхней части стакана располагается цилиндрически-коническая вставка *6*, образующая кольцевую щель между своим нижним торцом и верхним торцом стакана.

Для ввода жидкости на барботажную тарелку имеется штуцер *7*, а для отвода жидкости с сепарационной тарелки — штуцер *8*. Жидкая фаза через штуцер *7* поступает на колпачковую тарелку *1*, где с газовым потоком, прошедшим через колпачки, взаимодействует в зоне стесненного барботажа. Затем газовый поток направляется в контактный патрубок *2* сепарационной тарелки *II*, захватывая жидкую фазу в мелкодисперсном состоянии (скорость газового потока в контактном патрубке 10–20 м/с). Газожидкостная смесь, пройдя зону контакта в патрубке *2*, попадает в сепаратор *3*, где благодаря профилирующим лопаткам *3а* жидкость отбрасывается к периферии колпачка *3б* сепаратора. Для плавного входа газожидкостной смеси в сепаратор установлен обтекатель *3в*. Из сепара-

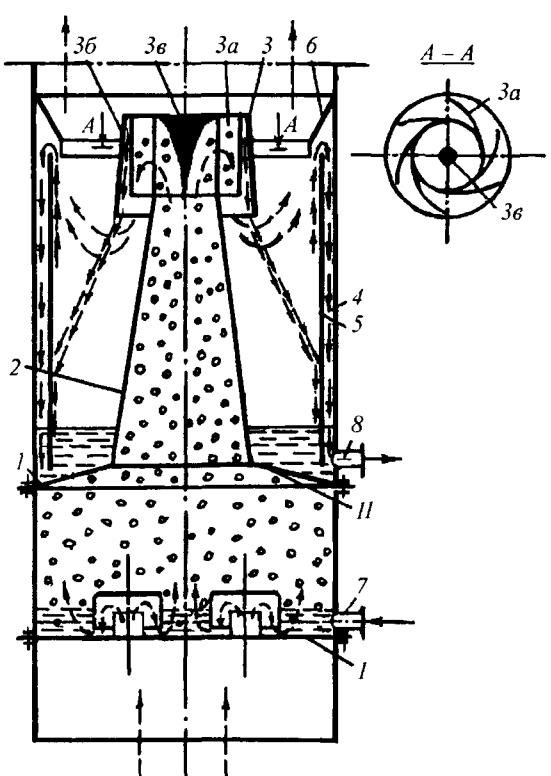


Рис. 17.17. Контактная ступень абсорбера, сочетающего барботажную и сепарационную тарелки:
I — барботажная тарелка; *II* — сепарационная тарелка;
1 — основание сепарационной тарелки; *2* — контактный патрубок; *3* — сепаратор (*3а* — профилирующие лопатки; *3б* — колпачок; *3в* — обтекатель); *4* — корпус; *5* — стакан; 6 — вставка; *7*, *8* — штуцеры

тора жидкость в виде веерообразной пленки отбрасывается к поверхности стакана *5* и стекает вниз на дно тарелки *1*. С тарелки *1* жидкость отводится через штуцер *8*. Газовый поток, направляясь к выходу из сепарационной камеры, пересекает жидкую веерообразную пленку. При больших скоростях газа по сечению контактного устройства (свыше 2 м/с) небольшая часть жидкости захватывается газовым потоком и отбрасывается к стенкам стакана в его верхней части, продолжая закручиваться по его цилиндрической поверхности и поднимаясь вверх под действием газового потока. На пути движущейся винтообразно жидкой пленки встречается образованная нижним торцом вставки *6* и верхним торцом стакана *5* кольцевая щель (расположена выше верхнего торца колпачка *3б*), которая отводит эту часть жидкости. Жидкость, попавшая в кольцевой зазор (между корпусом *4* и стаканом *5*), движется вниз на дно тарелки *1*. Нижняя часть стакана *5* помещена в слой жидкости на тарелке *1*, образуя гидрозатвор.

17.1.4. АБСОРБЕРЫ С СЕКЦИОНИРОВАННЫМИ ТАРЕЛКАМИ

Заслуживает внимания принцип продольно-поперечного секционирования тарельчатых абсорбционных аппаратов, значительно облегчающий задачу создания колонных аппаратов больших размеров и улучшающий их массообменные характеристики. Секционированные тарелки включают особенности всех рассмотренных здесь типов абсорберов, но они требуют конструктивного оформления, характерного для тарельчатых устройств.

Среди конструкций поперечного секционирования следует отметить тарелку американской фирмы "Юнион Карбайт Корпорейшен" (рис. 17.18, *а*), имеющую прямоугольного сечения переливные устройства *2*, расположенные параллельными рядами на перфорированном основании *1*. Соседние по высоте колонны тарелки устанавливаются так, что их переливные устройства располагаются во взаимно-перпендикулярных направлениях. Из отечественных конструкций можно отметить язычковую тарелку с поперечными перегородками (рис. 17.18, *б*).

В качестве примеров конструктивного оформления абсорберов с тарелками продольно-поперечного секционирования можно рассмотреть тарелку с двумя зонами контакта фаз (рис. 17.18, *в*) и тарелку с двумя зонами контакта фаз малого гидравлического сопротивления (рис. 17.18, *г*).

Тарелка с двумя зонами контакта фаз представляет собой комбинацию барботажной тарелки с дополнительной (пленочной) зоной контакта фаз в межтарелочном объеме. Переливные устройства *2* устанавливаются в центре секций и образуют с отбойными дисками *7* щели, с помощью которых формируются пленочные зоны. Перегородки *8*, выделяющие отдельные секции, имеют отверстия или устанавливаются с зазором к основанию тарелки, обеспечивая тем самым переток жидкости между всеми секциями.

Развитая длина перелива позволяет создавать тарелки для больших нагрузок по жидкости, причем их пропускная способность по жидкости выше, чем у тарелок с поперечным секционированием жидкостного потока фирмы "Юнион Карбайд Корпорейшен", при равной площади, занимаемой переливными устройствами (рис. 17.19) [59].

Тарелки с двумя зонами контакта фаз, обладающие малым гидравлическим сопротивлением (см. рис. 17.18, *г*), включают основание *1*, переливное устройство *2*, перераспределительное кольцо *9*, направляющий конус *10*, стабилизаторы жидкостного потока *11* и секционирующие перегородки *8*. С вышележащей тарелки жидкость транспортируется в виде кольцевой пленки, создающейся переливным устройством, аналогичным устройству рассмотренной выше тарелки. Попав на основание тарелки *1*, жидкость перераспределяется между элементами и, перетекая через перераспределительное кольцо *9*, попадает на направляющий конус *10*, формирующий направление движения жидкости от периферии элемента к его центру. Поднимающийся снизу газ барботирует через жидкостный поток, а жидкость, собравшаяся в центре элемента, стекает в переливное устройство *2*.

Аппарат с тарелками малого гидравлического сопротивления прошел опытно-промышленные испытания в процессах очистки газовых потоков от фтористых соединений водой в производстве экстракционной фосфорной кислоты.

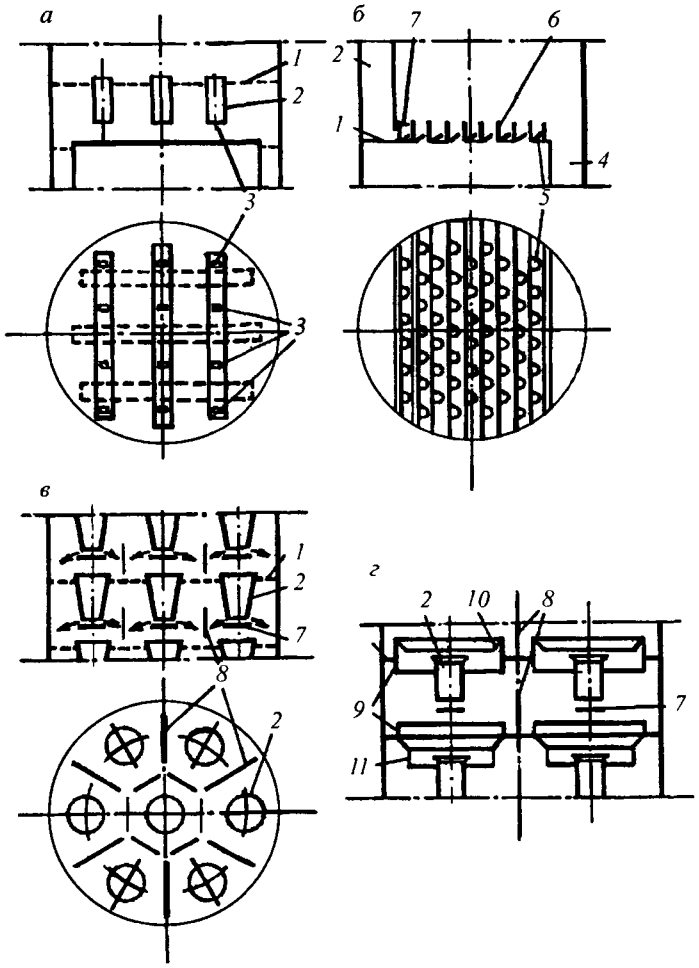


Рис. 17.18. Секционированные тарелки:
а, б — с поперечным секционированием (*а* — конструкция фирмы "Юнион Карбайд Корпорейшен", *б* — язычковая тарелка с поперечными перегородками); *в, г* — с продольно-поперечным секционированием (*в* — тарелка с двумя зонами контакта фаз; *г* — тарелка с двумя зонами контакта фаз с малым гидравлическим сопротивлением);
1 — основание тарелки; *2*, *4* — переливные устройства; *3* — выпускное приспособление; *5* — контактные элементы; *6* — поперечные перегородки; *7* — диски; *8* — секционирующие перегородки; *9* — перераспределительное кольцо; *10* — направляющий конус; *11* — стабилизатор

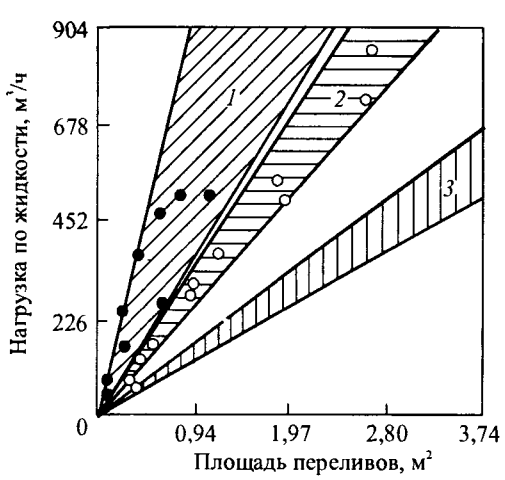


Рис. 17.19. Пропускная способность тарелок по жидкости в зависимости от площади переливных устройств:
1 — тарелка с двумя зонами контакта фаз (см. рис. 17.18, *в*); *2* — тарелка конструкции фирмы "Юнион Карбайд Корпорейшен" (см рис. 17.18, *а*); *3* — тарелка с традиционными переливными устройствами

Степень извлечения фтора в трехступенчатом аппарате равна 90 %, скорость газового потока в поперечном сечении аппарата составляет 3,5–3,8 м/с, а гидравлическое сопротивление аппарата с сепаратором не превышает 0,39–0,59 кПа.

Свободное сечение тарелки — 47 %. Расстояние между тарелками — 400–500 мм.

17.1.5. СЕПАРАТОРЫ

Для снижения брызгоуноса в абсорберах могут применяться сепараторы различного типа.

На рис. 17.20 представлен круговой каплеуловитель с наклонными пластинками *1*. Данный тип каплеуловителя прост в конструктивном отношении и надежен в работе. Скорость газового потока составляет 4–5 м/с. Вывод отделившейся жидкости из газового потока в каплеуловителе осуществляется через штуцер *3*, слив жидкости из аппарата — через отверстия *2* в цилиндрической стенке каплеуловителя. Канавки для отвода жидкости с пластин располагаются перпендикулярно направлению движения газового потока. Угол, α наклона пластин может находиться в пределах 0–45°. На крышке каплеуловителя предусмотрены отверстия *4* для жидкости, случайно попавшей на нее.

Циклонный сепаратор (рис. 17.21) может быть непосредственно размещен в аппарате. Он состоит из внутреннего *1* и внешнего *3* патрубков, завихрителя *2* и конуса *4*. Проходя через завихритель, газовый поток приобретает вращательное движение. Возникающая при этом центробежная сила отбрасывает капли к внутренней поверхности патрубка *1*. Образуется пленка жидкости, движущаяся винтообразно вверх. При достижении верхнего торца патрубка *1* жидкость отбрасывается на внутреннюю поверхность внешнего патрубка *3*, теряет скорость и под действием силы тяжести опускается вниз и отводится через гидрозатвор. Освобожденный от капель жидкости газовый поток выходит через расширительный конус *4*.

Гидравлическое сопротивление сухого циклонного сепаратора Δp_c рассчитывается по формуле:

$$\Delta p_c = 18{,}3\frac{\rho w_{окр}^2}{2},$$

где ρ — плотность газа, кг/м^3; $w_{окр}$ — окружная скорость газа в сепараторе, м/с.

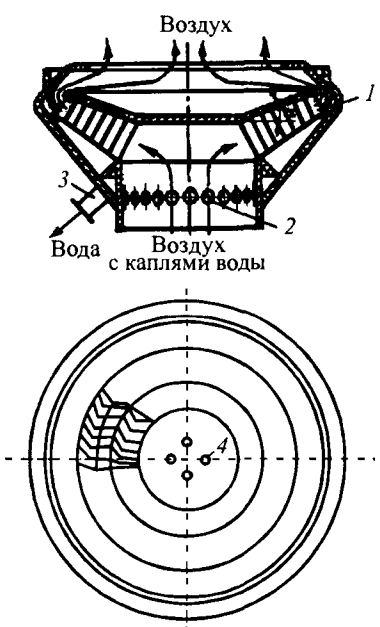


Рис. 17.20. Круговой каплеуловитель:
1 — наклонные пластины; *2*, *4* — отверстия; *3* — штуцер

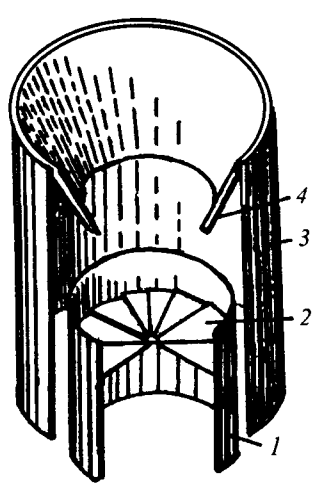


Рис. 17.21. Циклонный сепаратор:
1 — внутренний патрубок; *2* — завихритель; *3* — внешний патрубок; *4* — конус

Основным критерием, определяющим условия сепарации фаз в поле действия центробежной силы, является циклонный критерий процесса *Ц*:

$$Ц = D_ц^2 w_{окр}^2 \frac{\rho_ж - \rho}{\rho \nu^2},$$

где $D_ц$ — диаметр циклонного сепаратора; $\rho_ж$ — плотность жидкости; ν — коэффициент кинематической молекулярной вязкости газа.

Зависимость уноса капель жидкости из циклонного сепаратора от критерия *Ц* характеризуется двумя режимами и в некоторой степени определяется физико-химическими свойствами газа и жидкости. Например, для системы воздух – вода в условиях первого режима ($Ц \le 2 \cdot 10^7$) величина брызгоуноса *Ц* определяется из выражения

$$L_б = 0{,}3 \cdot 10^{-21} Ц^4 (\nu_ж/\nu)^{5{,}5},$$

а в условиях второго режима ($Ц \ge 2 \cdot 10^7$)

$$L_б = 6 \cdot Ц^{0{,}1} (\nu_ж/\nu)^{0{,}12},$$

где $\nu_ж$ — коэффициент молекулярной кинематической вязкости жидкости.

Испытания на системе воздух-вода показали, что при скорости газового потока в расчете на полное сечение абсорбера 2 м/с эффективность улавливания капель составила 99,3 %.

В качестве каплеуловителей могут использоваться циклоны НИИОгаза типа ЦН-24 с разрывом в выхлопной трубе (рис. 17.22). Скорость газового потока в расчете на полное сечение циклона составляет 2,5–5 м/с.

Гидравлическое сопротивление такого каплеуловителя:

$$\Delta p_ц = \xi_ц \frac{\rho w_ц^2}{2},$$

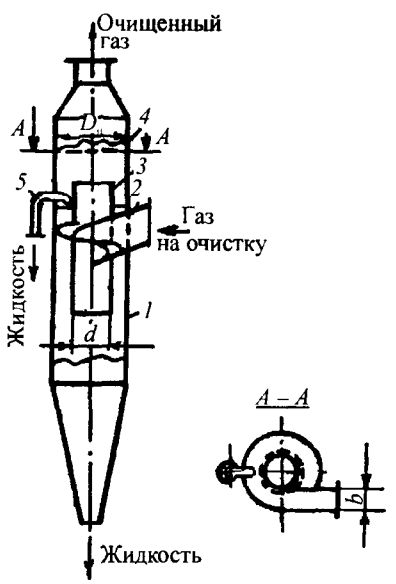


Рис. 17.22. Циклон ЦН-24 с разрывом в выхлопной трубе:
1 — корпус; *2* — устройство для ввода газового потока; *3* — выхлопная труба; *4* — верхняя камера циклона; *5* — устройства для отвода жидкости из верхней камеры циклона

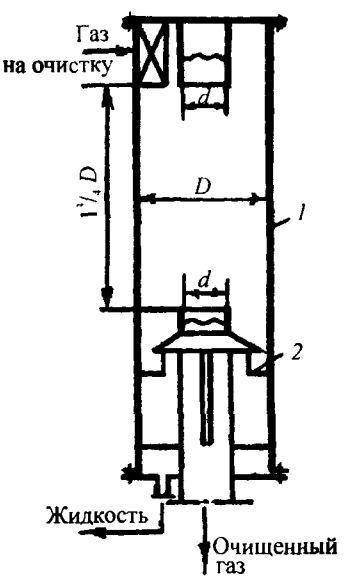


Рис. 17.23. Центробежный сепаратор с нижним отводом очищенного газа:
1 — корпус; *2* — стабилизатор жидкости

где $\xi_ц$ — коэффициент гидравлического сопротивления циклона (равен 70); $v_ц$ — скорость газового потока в расчете на полное сечение циклона.

В качестве центробежных каплеуловителей могут успешно использоваться каплеуловители с нижним отводом газового потока (рис. 17.23).

17.2. СОВРЕМЕННОЕ АППАРАТУРНОЕ ОФОРМЛЕНИЕ ПРОЦЕССОВ ИОНООБМЕННОЙ ОЧИСТКИ

Аппаратурное оформление процессов ионообменной очистки промышленных выбросов во многом аналогично оформлению других сорбционных процессов — адсорбции, абсорбции, десорбции и ионному обмену в жидкой фазе.

Основной задачей при разработке новой системы очистки с использованием ионитов является создание противоточного высокоэффективного колонного аппарата, отличающегося малой величиной ВЭП.

Ионообменные аппараты изготовляют периодического, непрерывного и полунепрерывного действия с неподвижным, движущимся и взвешенным слоем ионита.

Ионообменные колонны периодического действия могут работать в виде батареи колонн в ионообменных установках непрерывного действия (как и адсорберы). Полный цикл работы такой колонны включает следующие стадии:

1) ионообмена, т.е. поглощения примесей из проходящего через аппарат газового потока активными ионогенными группами ионита;

2) отмывки ионита от механических примесей;

3) регенерации ионита, т.е. приведения ионита в состояние, предшествующее очистке;

4) отмывки ионита от регенерирующего раствора.

Ионообменные аппараты непрерывного действия могут работать со взвешенным (кипящим) и движущимся слоями ионита. Для непрерывного поглощения газовых примесей применимы ступенчато-противоточные аппараты с тарелками различных конструкций. В установках для непрерывной очистки ионообмен, регенерацию и отмывку ионита проводят в различных аппаратах. Для проведения первой стадии пригоден, следовательно, любой массообменный аппарат для разделения системы газ — твердое тело, а для второй и третьей стадий — аппаратура, традиционно применяемая в ионообменной технологии.

Современные ионообменные аппараты отличаются простотой конструкции и компактностью. На рис. 17.24 показан батарейный адсорбер, обладающий низким гидравлическим сопротивлением.

На рис. 17.25 представлена пульсационная сорбционная колонна, позволяющая быстро и эффективно провести регенерацию и отмывку ионита. Колонна отличается двумя конструктивными элементами: пульсатором и насадкой со свободным сечением 40–60 %. Ее производительность в 2–5 раз больше, чем колонны с движущимся слоем ионита. Пульсация осуществляется с помощью пневматического пульсатора (частота колебаний 1–2 кол./с, двойная амплитуда колебания жидкости 5–

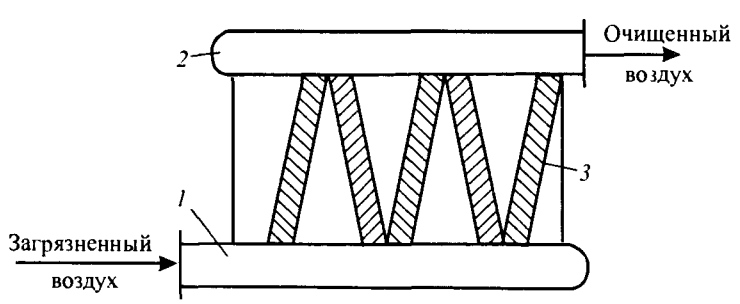


Рис. 17.24. Батарейный адсорбер:
1 — нижний коллектор; *2* — верхний коллектор; *3* — сорбент

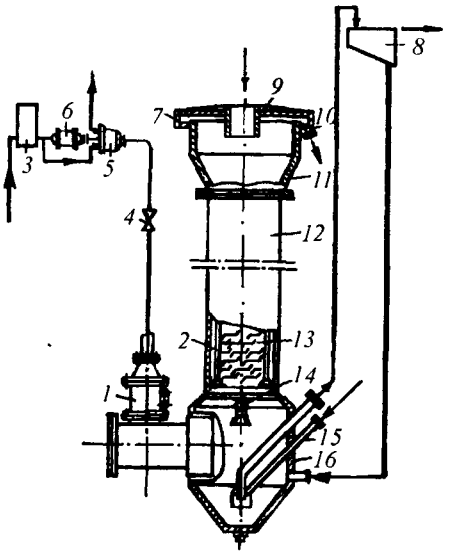


Рис. 17.25. Пульсационная сорбционная колонна:
1 — пульсационная камера; *2* — стержни для крепления насадки КРИМЗ; *3* — ресивер; *4* — задвижка; *5* — пульсатор; *6* — электродвигатель; *7* — крышка; *8* — разделитель; *9* — загрузочная труба; *10* — слив водной фазы; *11* — верхняя разделительная зона; *12* — насадочная часть; *13* — насадка; *14* — подача регенерирующего раствора и возврат циркуляционного раствора; *15* — эрлифт; *16* — нижняя разделительная зона

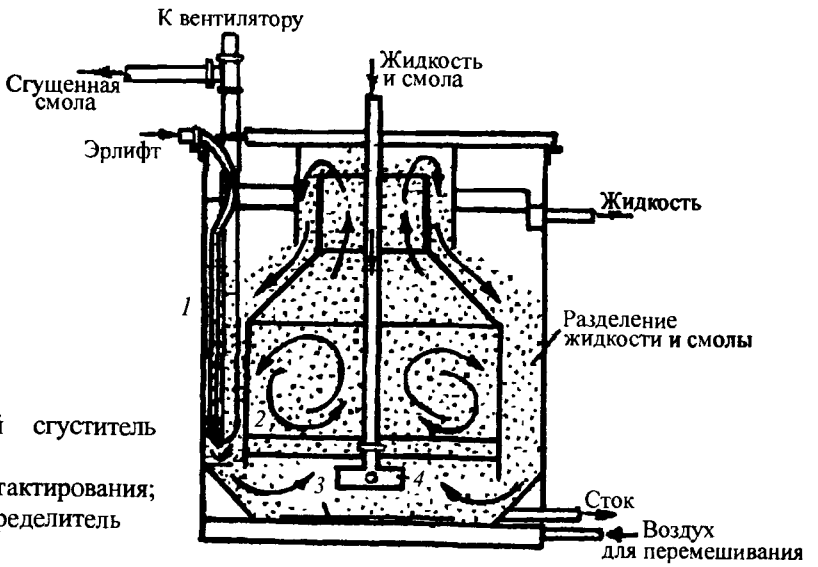


Рис. 17.26. Непрерывно действующий сгуститель ионита:
1 — камера сгущения; *2* — камера контактирования; *3* — перфорированный лист; *4* — распределитель

8 мм). Колонна легко может быть автоматизирована (при стабилизации подачи регенерирующего раствора, подачи и выгрузки ионита и уровня раздела фаз жидкость – воздух в пульсационной камере).

На рис. 17.26 показана схема непрерывно действующего аппарата, в котором могут осуществляться промывка, смешение (при регенерации) и сгущение ионитов.

Специально разработанной для ионообменной очистки газов (в промышленном масштабе) аппаратуры пока нет.

Глава 18.
ОХЛАЖДЕНИЕ ГАЗОВ ПЕРЕД ОЧИСТКОЙ

Отходящие газы большинства промышленных агрегатов обычно нагреты до 500 °С и выше. Между тем большинство газоочистных аппаратов предназначены для работы при температуре газов до 200–300 °С и ниже. Поэтому технологические газы во многих случаях требуют охлаждения перед очисткой, которое можно выполнять различными способами.

Наиболее целесообразным и экономически выгодным способом является возврат тепла, уносимого отходящими газами, обратно в технологический процесс. Это возможно осуществить и осуществляют тремя путями: подогревом воздуха, идущего на организацию процесса горения; подогревом топлива, идущего на горение в печь; подогревом шихты, поступающей в печь.

Использование тепла отходящих газов для подогрева воздуха, идущего в печь, не представляет затруднений. Предназначенные для этого регенеративные и особенно рекуперативные теплообменники эффективно используются в металлургической промышленности.

Подогрев газового топлива до недавнего времени широко применялся в мартеновском производстве. Однако с переводом мартеновских печей на природный газ надобность в таком подогреве отпала. Тем не менее и сейчас на некоторых печах практикуется подогрев низкокалорийного газа.

Подогрев шихты, поступающей в печь, в ряде случаев предусмотрен самой конструкцией и принципом действия печи. К таким агрегатам относятся доменные печи, многочисленные шахтные печи, методические печи и другие агрегаты, в которых коэффициент использования тепла существенно повышен. В настоящее время разрабатываются схемы, в которых в тракт подачи сырых материалов в печь включены устройства для их подогрева отходящими газами печи. Однако вследствие конструктивных трудностей такие устройства внедряются крайне медленно.

В современных условиях для охлаждения газов используются в основном другие способы.

18.1. ОХЛАЖДЕНИЕ ГАЗОВ ПОДМЕШИВАНИЕМ АТМОСФЕРНОГО ВОЗДУХА

Температуру смеси газа и охлаждающего его воздуха находят **из уравнения баланса тепла процесса смешения:**

$$M_г c_г t_г + M_в c_в t_в = (M_г + M_в)\, c_{см} t_{см}, \tag{18.1}$$

где $M_г$ и $M_в$ — массовые расходы газа и воздуха, кг/с; $c_г$, $c_в$ и $c_{см}$ — удельные теплоемкости соответственно газа, воздуха и нх смеси, Дж/(кг·К); $t_г$, $t_в$ и $t_{см}$—температуры газа, воздуха и их смеси, °С.

Учитывая, что $c_г \approx c_в \approx c_{см}$, температура смеси будет равна

$$t_{см} = (M_г t_г + M_в t_в)/(M_г + M_в). \tag{18.2}$$

Количество воздуха, которое нужно ввести в горячий газ **для получения требуемой температуры** смеси $t_{см}$, равно

$$M_в = M_г\,(t_г - t_{см})/(t_{см} - t_в). \tag{18.3}$$

Так как газоходы технологического агрегата обычно находятся под разрежением, подсос воздуха осуществляют просто через открытый патрубок, установленный на газоходе и снабженный шибером для возможности регулирования количества подсасываемого воздуха вручную или автоматически.

Охлаждение газов подсосом воздуха очень неэкономично, так как значительно увеличивает объем смеси газов, что обусловливает необходимость увеличения размеров газоотводящего тракта, газоочистки, дымовой трубы, а также мощности дымососа. Поэтому этот способ применяют только тогда, когда необходимо немного доохладить газы, например перед поступлением в тканевые фильтры.

В находящихся под разрежением газоотводящих трактах (от технологического агрегата до дымососа) всегда есть неплотности, через которые происходит неорганизованный подсос воздуха. Этот подсос ухудшает работу аппаратов газоочистки и увеличивает энергозатраты на транспортировку газа. Иногда только за счет уплотнения газоходов можно существенно повысить эффективность работы газоочистных аппаратов.

Если в газах присутствуют прочие компоненты (чаще всего CO), подсосы воздуха, с одной стороны, могут способствовать дожиганию горючих составляющих, а с другой — охлаждать продукты сгорания. В этом случае место подсоса воздуха должно быть выбрано так, чтобы исключить возможность образования взрывоопасных смесей.

18.2. ОХЛАЖДЕНИЕ ГАЗОВ В ПОВЕРХНОСТНЫХ ТЕПЛООБМЕННИКАХ

Поверхностные охладители являются наиболее рациональным типом охладителей газа, так как, во-первых, не увеличивают объема охлаждаемого газа и, во-вторых, позволяют полезно использовать отдаваемое им тепло. Наилучшими и наиболее распространенными охладителями этого типа являются котлы-утилизаторы, получившие широкое распространение в металлургии. Вырабатываемый ими за счет тепла отходящих газов водяной пар используется на нужды производства или для выработки электроэнергии. В основе теплового расчета котла-утилизатора лежат уравнения теплового баланса и теплопередачи:

$$V_г(I_1 - I_2)\gamma = M_п(i_2 - i_1); \tag{18.4}$$

$$M_п(i_2 - i_1) = kF\Delta T_{ср}, \tag{18.5}$$

где $V_г$ — количество отходящих газов, м^3/с; I_1 и I_2 — энтальпия газов до и после котла-утилизатора, Дж/м^3; γ — коэффициент сохранения тепла, учитывающий его потери; $M_п$ — количество получаемого пара, кг/с; k — коэффициент теплопередачи, Вт/(м^2·К); F — поверхность нагрева котла, м^2; $\Delta T_{ср}$ — среднелогарифмическая разность температур газа и пароводяной фазы, °С; i_1 и i_2 — энтальпии воды и пара до и после котла, Дж/кг.

В случае установки типового котла-утилизатора при поверочном расчете его неизвестными являются величины $M_п$, I_2 и i_2, определяющие паропроизводительность котла, температуру газа за котлом и температуру перегретого пара. Расчет ведется методом последовательного приближения. Применительно к мартеновским печам Центроэнергочермет разработал типовой ряд котлов-утилизаторов (табл. 18.1).

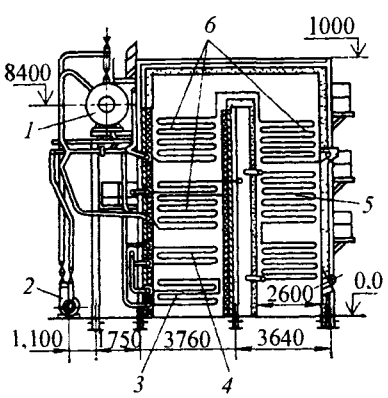


Рис. 18.1. Продольный разрез котла-утилизатора типа КУ-80-3:
1 — барабан котла; *2* — циркуляционный насос; *3* — предвключенный пакет; *4* — пароперегреватель; *5* — водяной экономайзер; *6* — испарительные поверхности

Таблица 18.1

Технические характеристики котлов-утилизаторов серии КУ

Тип котла-утилизатора	Расход газов, тыс. $м^3/ч$	Температура газа, °С		Паропроизводительность, т/ч	Параметры пара		Поверхность нагрева, $м^2$		
		при входе	при выходе		давление, МПа	температура, °С	пароперегревательная	испарительная	экономайзера
КУ-40	40	850	248	12,9	4,5	385	43	372	185
КУ-40	40	850	248	13,0	1,8	375			
КУ-60	60	850	248	19,0	4,5	392	70	586	247
		650	239	12,8	4,5	270			
		850	297	19,9	1,8	360			
		650	216	13,8	1,8	340			
КУ-80	80	850	248	25,8	4,5	385	87	744	370
		650	239	17,3	4,5	365			
		850	227	26,9	1,8	358			
		650	216	18,4	1,8	336			
КУ-100	100	850	242	32,6	4,5	382	110	980	460
		650	220	21,8	4,5	363			
		850	242	33,9	1,8	360			
		650	220	23,2	1,8	339			
КУ-125	**125**	850	230	40,8	4,5	385	**145**	1270	**615**
		650	220	27,4	4,5	365			
		850	220	42,4	1,8	365			
		650	210	29,4	1,8	361			
КУ-150	150	850	213	50,5	4,5	393	166	1459	725
КУ-100Б	100	850	232	32,5	1,8	395	137	592	497
		650	222	22,3	1,8	368			
		550	217	17,3	1,8	348			

Примечание. Котлы КУ-100Б башенного типа

Котлы утилизаторы приведенного типа (рис. 18.1) широко используют и для другого типа печей при условии температуры на входе в котел не выше 850 °С и запыленности газа не выше 25 $г/м^3$.

Годовую экономию условного топлива ΔB, получаемую в результате установки котла-утилизатора, и срок окупаемости его установки можно подсчитать по формулам

$$\Delta B = \varphi Д_{год} \Delta i (1-\beta) \cdot 10^3 / 29{,}000 \eta_к; \qquad (18.6)$$

$$t_{ок} = З_к / (\alpha_0 - \alpha) Д_{год} \varphi, \qquad (18.7)$$

где φ = 0,9–0,95 — коэффициент, учитывающий расход пара на собственные нужды; $Д_{год}$ — годовая выработка пара, т; Δi — разность энтальпий перегретого пара и питательной воды, кДж/кг; β = = 0,2÷0,3 — коэффициент, учитывающий ухудшение работы ТЭЦ; $\eta_к$ = 0,85–0,90 — К.П.Д. замещаемой котельной; $З_к$ — капитальные затраты на установку котла-утилизатора, руб.; α_0 — стоимость 1 т пара ТЭЦ, руб.; α — стоимость 1 т пара котла-утилизатора, руб.

Для средних условий работы мартеновских печей емкостью 500 т экономия условного топлива обычно составляет около 20000 т усл. т/год, а срок окупаемости установки 1–2 года.

В цветной металлургии при высоких запыленностях газа ранее применяли газовые поверхностные холодильники (кулеры), состоящие из вертикальных труб большого диаметра (400 мм), соеди-

ненных попарно сверху и объединенных бункером снизу. Их устанавливали вне зданий на открытом воздухе. В силу естественной конвекции атмосферный воздух, омывающий трубы снаружи, охлаждает движущиеся внутри труб горячие газы. Холодильники металлоемки, требуют много места и не позволяют утилизировать тепло охлаждающего газа, поэтому в настоящее время в новых установках их не применяют.

18.3. ОХЛАЖДЕНИЕ ГАЗОВ ПРИ НЕПОСРЕДСТВЕННОМ КОНТАКТЕ С ВОДОЙ

В газоочистной технике охлаждение горячего ненасыщенного парами газа наиболее часто осуществляют путем впрыска в него испаряющейся воды. Для этого случая уравнение теплового баланса может быть записано в виде

$$M_г[c_г(t'_г - t''_г) + x(i'_п - i''_п)] = M_в[\varphi(i_п - i'_п) + (1-\varphi)(i''_п - i'_п)], \qquad (18.8)$$

где $M_г$ и $M_в$ — массовые расходы газа и воды, кг/с; $c_г$ — массовая теплоемкость газа, Дж/кг; $t'_г$ и $t''_г$ — начальная и конечная температуры газа, °С; $i_п$ — энтальпия пара, кДж/кг; $i'_в$ и $i''_в$ — начальная и конечная энтальпии воды, Дж/кг; x — влагосодержание горячего газа, кг/кг; φ — коэффициент испарения, доли ед.

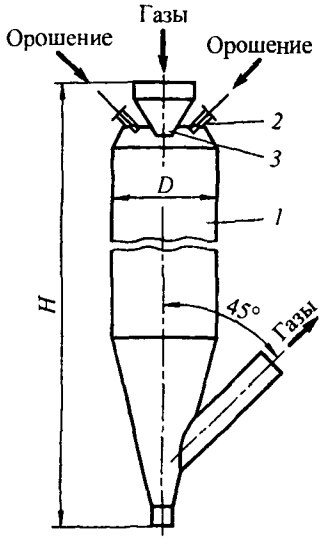


Рис. 18.2. Испарительный скруббер с конфузорным подводом газа типа СПВПК:
1 — корпус; *2* — щелевая форсунка; *3* — конфузорный насадок

Следует иметь в виду, что путем впрыска воды непосредственно в газоходы в режиме испарения газы можно охладить только до температуры, значительно превышающей температуру мокрого термометра. Для более глубокого охлаждения газов необходимо применение специальных аппаратов в виде полых или насадочных скрубберов, скрубберов Вентури, аппаратов тарельчатого типа и т.п.

Наиболее подходящим аппаратом для охлаждения газа при условии полного испарения жидкости ($\varphi = 1$) является скруббер с конфузорным подводом газа типа СПВПК (рис. 18.2). В этом аппарате для дробления жидкости используется энергия самого газового потока, подводимого в скруббер через насадок, представляющий собой бездиффузорную трубу Вентури со скоростью выхода газа 40–70 м/с. Орошение аппарата осуществляется щелевыми форсунками, которые располагаются в крышке скруббера по обе стороны от насадка. Описанные аппараты могут обеспечивать охлаждение газа с 250–400 °С при полном испарении орошающей жидкости ($\varphi = 1$) и удельном расходе ее до 0,055 кг/кг газа. Давление орошающей жидкости 25–100 кПа, температура 20–50 °С, гидравлическое сопротивление аппарата до 2,0 кПа, возможное разрежение до 6 кПа. Типоразмерный ряд скрубберов разработан на производительность от 13 до 200 тыс. м³/ч (табл. 18.2).

Таблица 18.2

Технические характеристики скрубберов типа СПВПК

Типоразмер	Расход газа*, $м^3/ч$	Размеры выходного сечения конфузора, мм	Расход жидкости на орошение, $м^3/ч$	Число форсунок	Диаметр скруббера, м	Высота скруббера, м	Масса скруббера, т
СПВПК-15	13/18	110×614	0,4–0,9	2	1,2	8,07	1,73
СПВПК-25	21/29	160×704	0,63–1,45	2	1,2	8,07	1,74
СПВПК-40	34/48	210×904	1,0–2,4	4	1,6	11,07	3,23
СПВПК-50	43/60	240×1004	1,3–3,0	4	1,6	11,13	3,26
СПВПК-70	60/75	250×1200	1,8–4,25	4	2,0	12,83	5,7
СПВПК-85	70/85	300×1300	2,1–4,9	4	2,0	12,90	5,74
СПВПК-100	86/120	240×1400	2,6–6,0	4	2,4	14,27	7,74
СПВПК-120	100/140	370×1600	3,0–7,0	4	2,4	14,42	7,85
СПВПК-150	125/175	430×1600	3,75–8,75	6	2,8	16,41	10,52
СПВПК-175	146/200	450×1800	4,4–10,0	6	2,8	16,56	10,54

* В числителе — минимальный, в знаменателе— максимальный.

Глава 19.
ГАЗООТВОДЯЩИЕ ТРАКТЫ

Газоходы обеспечивают подвод запыленных газов к пылеулавливающим аппаратам и отвод от них очищенных газов. Газоходы могут быть круглого (в подавляющем большинстве случаев) или прямоугольного сечения. Последние, будучи более металлоемкими и сложными в изготовлении, используются при затруднениях компоновочного характера. При необходимости газоходы снабжают ребрами жесткости, тип и размещение которых зависят от давления (разрежения) на данном участке, а также от толщины металла и изоляции (футеровки) газохода и определяются допускаемыми напряжениями в металле. Подробно выбор и расчет ребер жесткости рассмотрены в [6]. Для соединения газоходов с элементами оборудования или отсекающими устройствами, а также в местах разъема газоходов используют фланцы на болтах.

При выборе сечения газоходов исходят из двух противоположных требований. Скорость газа не должна быть слишком малой (возможно оседание в газоходах пыли, что особенно существенно для горизонтальных участков) и не должна быть слишком высокой во избежание значительных потерь давления по газовому тракту. Обычно сечения газоходов выбирают, исходя из скоростей газов 15–25 м/с, но допускаются и большие скорости. При невозможности получить достаточную скорость газа на горизонтальных или умеренно наклонных участках газохода прибегают к компоновке газохода в виде ломаной линии, расположенной в вертикальной плоскости, причем наклон отдельных участков такого газохода должен соответствовать углу естественного откоса транспортируемой по данному газоходу пыли. В нижних точках такого газохода устанавливают пылевыгрузочные отверстия для отвода собирающейся пыли.

19.1. КОМПЕНСАТОРЫ ГАЗОХОДОВ

На всех газоходах, по которым транспортируется газ с температурой выше 70 °С необходимо предусматривать компенсаторы температурных удлинений, если трассировка данного участка не обеспечивает его самокомпенсации. Кроме того, независимо от температуры транспортируемой среды компенсаторы устанавливают непосредственно перед дымососами и вентиляторами во избежание передачи усилий на механизмы и передачи вибраций от механизмов на газоходы. По обе стороны от компенсатора должны располагаться опоры.

Обычно используют линзовые компенсаторы, а в последнее время дисковые. Линзовые компенсаторы для запыленных газов выполняют с сальниковыми уплотнениями во избежание отложения пыли в линзах (рис.19.1). По сечению линзовые компенсаторы подразделяют на круглые и прямоугольные. В зависимости от требуемой компенсационной способности компенсаторы выполняют с числом линз от 1 до 4. Необходимую компенсацию удлинения газохода определяют по формуле:

$$l = 12{,}5 \cdot 10^{-6} t_{ст} L_г, \qquad (19.1)$$

где $12{,}5 \cdot 10^{-6}$ — численное значение коэффициента термического расширения стали, $С^{-1}$; $t_{ст}$ — температура стенки газохода, °С, при наличии теплоизоляции принимается равной температуре газа; $L_г$ — длина газохода, м.

Компенсатор выбирают путем сопоставления найденного по формуле (19.1) удлинения газохода и величины максимально допустимой осадки линзы компенсатора, определяемой по формуле

$$\Delta_{доп} = (0{,}75\sigma_т / EK)(d\alpha / \delta), \qquad (19.2)$$

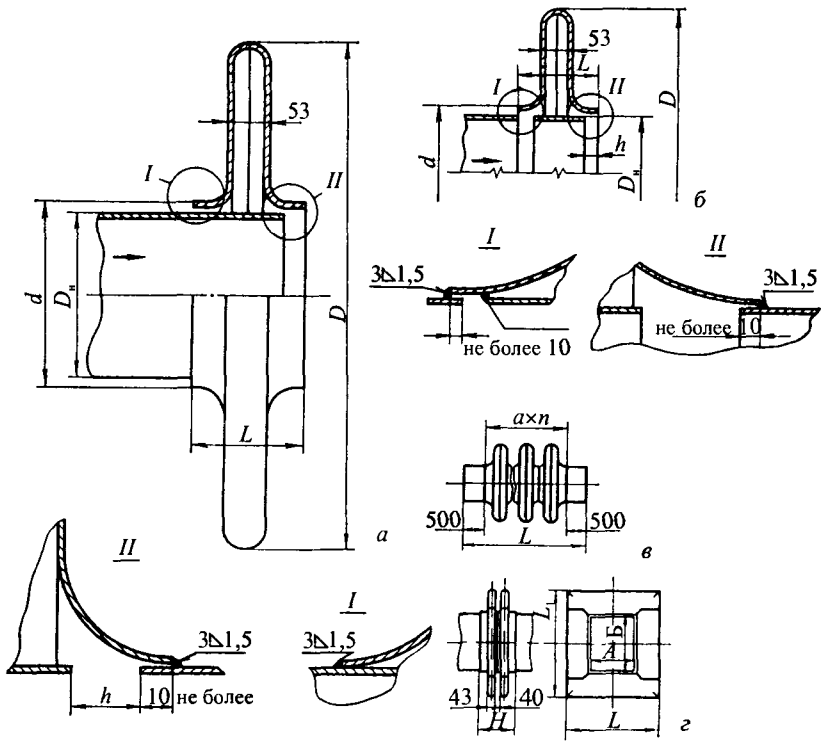


Рис. 19.1. Компенсаторы линзовые:
а — однолинзовый круглого сечения для блочного исполнения; *б* — то же для неблочного исполнения; *в* — многолинзовый круглого сечения; *г* — линзовый прямоугольного сечения

где $\sigma_т$ — предел текучести стали, кПа; E — модуль упругости, кПа; K — коэффициент запаса, принимаемый равным 1,2 при давлении в компенсаторе, меньшем 250 кПа или 1,3 — при давлении, большем 250 кПа; d — внутренний диаметр линзы или значения эквивалентного диаметра для компенсаторов прямоугольного сечения; δ — толщина металла стенки компенсатора, м.

Коэффициент α — вычисляют по формуле:

$$\alpha = \frac{6{,}9}{1-\beta}\left(\frac{1-\beta^2}{\beta} - \frac{4\ln^2\beta}{1-\beta^2}\right),$$

где $\beta = d/D$; D — наружный диаметр линзы, м.

Величина $\Delta_{доп}$, а также значения распора (напряжение), связанные с температурной деформацией $\rho_{темп}$ и внутренним давлением в газоходе $\rho_{давл}$, приведены в табл.19.1. В случае предварительной растяжки компенсатора на величину $\Delta_{доп}$ допустимая осадка линзы компенсатора соответствующая усилию $D_{темп}$ вдвое больше, чем получаемая по формуле (19.2).

Если температурное удлинение, рассчитываемое по (19.1), получается значительным, то по всей длине газохода можно установить несколько компенсаторов с общей компенсирующей способностью, равной общему расчетному удлинению.

Линзовые компенсаторы круглого сечения могут быть изготовлены по МВН 1821–64 и МВН 1822–64 в случае блочного исполнения (размеры и масса приведены в табл. 19.2, а основные технические характеристики — в табл. 19.1), или по МН 2894–62 (размеры, масса и технические характеристики — см. табл. 19.3); линзовые компенсаторы прямоугольного сечения для блочного исполнения изготовляют по МНВ 1826–64 и МНВ 1827–64* (размеры и масса — см. в табл. 19.4: компенсирующая способность — табл. 19.5).

---

* Для прямоугольных газоходов сечением до 7500×10000 могут быть использованы разработанные для теплоэнергетики линзовые компенсаторы типа ПГВУ (246–76÷249–76).

Таблица 19.1

Основные технические характеристики компенсаторов круглых линзовых по МВН 1821–64 и 1822–64 (для блочного исполнения)

D_y, мм	Компенсирующая способность одной линзы				Распорное усилие при деформации на величину $\Delta_{доп}$, Н	
	без предварительной растяжки $\Delta_{доп}$, мм		с предварительной растяжкой на величину $\Delta_{доп}$, мм			
	при температуре среды °С					
	200	420	200	420	200	420
200	15	15	30	30	1400	1400
250	15	15	30	30	1700	1700
300	20	20	40	40	2300	2300
350	20	20	40	40	2550	2550
400	20	20	40	40	3300	2150
450	18	18	36	36	2550	2250
500	25	25	50	50	2300	1950
600	35	24	70	48	4000	2000
700	35	24	70	48	4100	2200
800	35	24	70	48	4600	2450
900	35	24	70	48	4800	2550
1000	35	24	70	48	5150	2700
1100	35	22	70	44	5800	2750
1200	35	22	70	44	6200	6200
1300	35	22	70	44	6600	3200
1400	35	22	70	44	6900	3300
1600	35	22	70	44	7400	3600
1800	35	20	70	40	8500	4450
2000	35	20	70	40	10900	5600
2200	35	20	70	40	11400	5900
2400	32	18	70	40	10000	5150
2800	30	17	60	34	12700	6450
3200	30				13800	6550

Примечание. Для $D_y \le 500$ приведенные значения $\Delta_{доп}$ определяются конструктивными возможностями выполнения отбортовки у полулинз.

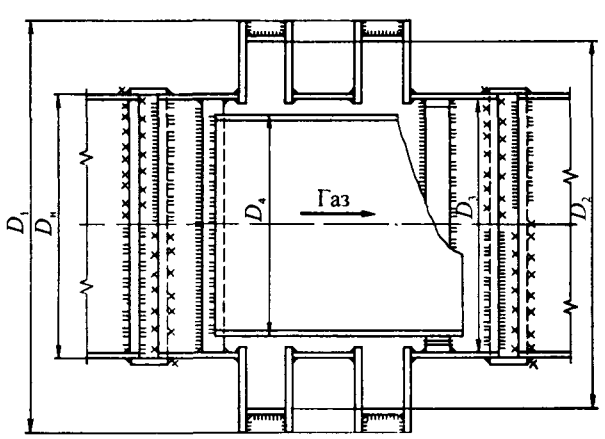


Рис. 19.2. Компенсатор дисковый

Таблица 19.2

Основные размеры, мм, и масса, кг, компенсаторов круглых по МВН 1821–64 и МВН 1822–64 (для блочного исполнения)

h	$D_у$	$D_н$	D	d	Длина		Масса	
					одно-линзовые	двух-линзовые	одно-линзовые	двух-линзовые
20 (35)	200	219	620	225	130	235	5,54	10,9
	250	273	575	279	130	235	6,40	12,6
25 (45)	300	325	625	331	160	265	7,47	14,3
	350	377	680	383	160	265	8,41	16,2
25 (50)	400	426	730	432	180	285	9,52	18,0
	450	480	880	486	180	285	13,8	26,3
35 (60)	500	530	930	536	200	305	15,2	28,7
45 (80)	600	630	1030	636	240	345	17,6	33,5
	700	720	1120	726	240	345	20,3	37,2
	800	820	1220	826	240	345	22,7	41,5
	900	920	1320	926	240	345	25,1	45,7
	1000	1020	1420	1026	240	345	27,5	50,1
	1100	1120	1520	1126	240	345	29,9	54,1
	1200	1220	1620	1226	240	345	32,3	58,6
	1300	1320	1720	1326	240	345	34,7	62,8
	1400	1420	1820	1426	240	345	37,0	66,8
	1600	1620	2020	1626	240	345	42,0	75,5
	1800	1820	2220	1826	240	345	46,6	83,7
	2000	2020	2420	2026	240	345	51,4	92,2
	2200	2220	2620	2226	240	345	56,2	100
	2400	2420	2820	2426	240	345	63,4	112
	2800	2820	3220	2826	240	345	70,3	126
	3200	3220	3620	3226	240	345	79,9	143

Примечание. В скобках даны значения h для двухлинзовых компенсаторов.

Дисковые компенсаторы (рис. 19.2) можно изготовлять по чертежам Днепропроектстальконструкции (табл. 19.6) и Челябинского Гипромеза (табл. 19.7).

19.2. ПРЕДОХРАНИТЕЛЬНЫЕ КЛАПАНЫ

При очистке газов, содержащих взрывоопасные примеси в газовой и в твердой фазах, газоходы снабжают предохранительными (взрывными) клапанами*. При взрыве клапаны срабатывают, давая выход взрывной волне, и защищают тем самым основное оборудование от разрушений.

Предохранительные клапаны располагаются в верхней части газоходов, а также в местах их поворотов, где могут образоваться застойные зоны и отложения пыли, и соответственно существует опасность взрыва или хлопка.

Предохранительные клапаны диаметром 250–350 мм изготовляют с асбестовой диафрагмой по МВН 563–65, а диаметром более 350 мм — с металлической диафрагмой по МВН 654–65 и МВН 1146–65. Клапаны с асбестовой диафрагмой устанавливают только внутри здания. Металлом для

* В соответствии с [198] не допускается установка предохранительных клапанов на газоходах горючих газов.

Таблица 19 3

Компенсаторы круглого сечения по МН 2894-62 на давление до 0,2 МПа

$D_у$, мм	$D_н$, мм	D, мм	δ, мм	Однолинзовый		Двухлинзовый		Трехлинзовый		Четырехлинзовый		Компенсирующая способность с предварительной растяжкой одной линзы, мм	Наибольшее предварительное растяжение или сжатие, мм	Сила сжатия (растяжения) одной линзы, H
				L, мм	масса, кг	L, мм	масса, кг	L, мм	масса, кг	L, мм	масса кг			
350	377	750	2,5	445	46,5	585	65,7	725	85,0	865	103,3	49	25	9750
400	426	830	2,5	445	54,0	585	76,7	725	99,5	865	122,2	57	29	9950
450	478	880	2,5	445	60,0	585	84,6	725	109,2	865	133,7	55	28	10600
500	529	930	2,5	445	68,2	585	96,9	725	125,5	865	153,8	54	27,5	11200
600	630	1030	2,5	445	80,2	585	113,2	725	146,2	865	179,3	52	26,5	12500
700	720	1120	2,5	465	92,1	625	130,2	785	167,9	945	206,5	51	26	13600
800	820	1220	2,5	465	104,8	625	147,9	785	190,4	945	234,2	51	26	14800
900	920	1320	3,0	465	123,3	625	177,9	785	231,8	945	287,0	42	21,5	22900
1000	1020	1420	3,0	485	139,2	665	200,8	845	262,2	1025	323,9	41	21	24700
1200	1220	1620	3,0	485	191,0	665	274,9	845	358,4	1025	442,3	40	20,5	28200
1400	1420	1820	3,0	485	222,1	665	318,1	845	414,2	1025	510,8	39	20	31700
1500	1520	1920	3,0	505	242,9	705	350,7	905	458,7	1105	565,1	38	19,5	33500
1600	1620	2020	3,0	505	259,7	705	374,4	905	489,0	1105	601,5	38	19,5	35200
1800	1820	2220	3,0	505	289,8	705	417,8	905	546,0	1105	671,4	37	19	38600
2000	2020	2420	3,0	545	326,3	785	478,6	1025	633,5	1265	787,3	36	19	42100
2200	2220	2620	3,0	545	394,7	785	580,5	1025	729,3	1265	898,2	34	18,5	45600
2400	2420	2820	3,0	545	430,2	785	610,9	1025	794,6	1265	977,8	32	17,5	49100

Примечание Величина полной компенсирующей способности относится к температуре среды не более 100 °С, до 400 °С значение компенсирующей способности уменьшается на 5 % на каждые 100 °С

диафрагм служит мягкая жесть толщиной не более 0,5 мм с одинарным швом посредине или алюминиевый лист толщиной от 0,5 до 1 мм с надрезом по средней линии на 50 % его толщины

У клапанов, устанавливаемых вблизи мест обслуживания, ставят вытяжные короба во избежание травм при их срабатывании

Технические характеристики предохранительных клапанов, изготавливаемых в соответствии с МВН 563–65, МВН 564–65, МВН 1146–65 приведены в табл 19 8, а их вид — на рис 19 3

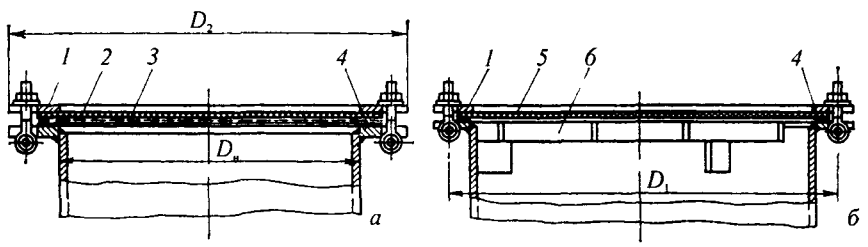


Рис. 19.3. Предохранительные клапаны
а — с асбестовой диафрагмой, *б* — с металлической диафрагмой, *1* — фланец, *2* — асбестовая диафрагма, *3* — сетка, *4* — асбестовая прокладка, *5* — диафрагма из белой жести марки А, *6* — решетка

Таблица 19.4

Основные размеры, мм, и масса, кг, компенсаторов прямоугольных линзовых по МВН 1826–64 и МВН 1827–64 (для блочного исполнения)

D_y	A	$Б$	L	L_1	H		Масса	
					однолинзовый	двухлинзовый	однолинзовый	двухлинзовый
300×400	309	409	615	715	185	265	10,9	20,0
300×500	309	509	615	815	185	265	12,0	22,0
300×600	309	609	615	915	185	265	13,0	24,0
400×500	409	509	715	815	185	265	13,1	24,0
400×600	409	609	715	915	185	265	14,2	26,0
400×800	409	809	715	1115	185	265	16,15	30,4
500×600	509	609	815	915	185	265	15,4	28,1
500×800	509	809	815	1115	185	265	17,6	32,4
500×1000	509	1009	815	1315	185	265	19,8	36,1
600×800	611	809	905	1115	185	265	18,6	34,2
600×1000	611	999	1017	1405	245	325	29,3	52,5
600×1200	611	1181	1017	1587	245	325	32,1	57,3
800×1000	811	999	1017	1405	245	325	32,3	57,7
800×1200	811	1181	1217	1587	245	325	35,1	62,6
800×1600	811	1611	1217	2017	245	325	41,5	74,0
1000×1200	1011	1181	1417	1587	245	325	38,2	68,0
1050×1350	1061	1341	1467	1747	245	325	41,4	73,4
1000×1600	1011	1611	1417	2017	245	325	44,7	79,5
1000×2000	1011	1971	1417	2377	245	325	50,2	89,3
1200×1600	1211	1611	1617	2017	245	325	47,6	84,8
1200×2000	1211	1971	1617	2377	245	325	53,0	94,5
1200×2400	1211	2411	1617	2817	245	325	59,6	106
1500×2750	1511	2791	1905	3167	245	325	69,2	123
1600×2000	1611	1971	2017	2377	245	325	59,2	107
1600×2400	1611	2411	2017	2817	245	325	65,8	119
1600×3200	1611	3211	2017	3617	245	325	77,8	140
2000×2400	2011	2411	2417	2817	245	325	72,0	128
2000×3200	2011	3211	2417	3617	245	325	84,0	149
2000×4000	2011	4011	2417	4417	245	325	96,4	170
2400×3200	2411	3211	2817	3617	245	325	90,0	159
2400×4000		4011	2817	4417	245	325	102,0	180

Таблица 19.5

Компенсирующая способность, мм, компенсаторов прямоугольных линзовых по МВН 1826–64 и МВН 1827–64 (для блочного исполнения)

Вылет линзы (L_1 – Б)/2 или (L – А)/2, мм	Без предварительной растяжки		С предварительной растяжкой	
	Температура среды, °С			
	200	420	200	420
150	9	5	18	10
200	16	9	32	18

Таблица 19.6

Основные технические характеристики дисковых компенсаторов Днепропроектстальконструкция

$D_н$, мм	Основная осадка одной волны, мм			Усилие сжатия одной волны на 1 см, Н		
	при толщине стенки, мм					
	4	5	6	4	5	6
630	41	32	27	1730	3380	5850
720	40	32	26	1880	3680	6360
820	39	31	26	2030	3960	6850
920	38	31	26	2180	4260	7370
1020	38	30	25	2330	4550	7870
1120	55	45	37	2480	4850	8380
1220	55	44	37	2620	5130	8860
1320	55	44	37	2790	5440	9620
1420	54	43	36	2950	5750	9940
1520	54	43	36	3090	6030	10420
1620	53	42	35	3240	6380	10940
1720	53	42	35	3400	6630	11460
1820	52	41	35	3560	6960	12030
2020	52	41	35	3840	7510	12970
2220	51	41	34	4180	8170	14110
2420	50	40	34	4460	8720	15070
2520	50	40	34	4600	8980	15510
2620	50	40	34	4750	9270	16020
2820	49	39	33	5170	10090	17430
3020	49	39	33	5320	10390	17960

Таблица 19.7

Основные размеры дисковых компенсаторов, мм, конструкции Челябинского Гипромеза

$D_у$	$D_н$	D_1	D_2	D_3	D_4	Усилия сжатия одной волны на 1 см, Н
700	720	1744	1720	702	692	6000
800	820	1844	1820	802	792	6500
900	920	1944	1920	902	892	7500
1000	1020	2044	2020	1002	992	8 000
1100	1120	2144	2120	1102	1092	8500
1200	1220	2244	2220	1202	1192	9000
1300	1320	2344	2320	1302	1292	10000
1400	1420	2444	2420	1390	1376	10000
1500	1520	2544	2520	1490	1476	10500
1600	1620	2644	2620	1590	1576	11000
1800	1820	2844	2820	1790	1776	12000
2000	2020	3044	3020	1990	1976	13000
2200	2200	3244	3220	2120	2176	14500
2400	2420	3444	3420	2390	2376	15000
2500	2520	3544	3520	2490	2476	15500
2600	2620	3644	3620	2590	2576	16000
2800	2820	3844	3820	2790	2776	17500
3000	3020	4044	4020	2990	2976	18000
3200	3220	4244	4220	3190	3176	19000
3500	3520	4544	4520	3490	3476	20500

Примечание. Компенсирующая способность одного диска 30 мм.

Таблица 19.8

Технические характеристики предохранительных клапанов

Размеры, мм				Масса, кг		
$D_у$	$D_н$	D_1	D_2	жесть	алюминий	асбест
250	273	363	330	—	—	9,90
300	325	415	385	—	—	11,90
350	377	467	435	—	—	13,30
400	426	538	498	23,3	22,9	—
450	480	592	555	24,8	24,5	—
500	530	642	605	27,7	27,4	—
600	630	744	705	32,4	31,9	—
700	720	834	795	37,1	36,4	—
800	820	934	895	40,1	39,2	—
900	920	1034	995	44,9	43,9	—
1000	1020	1134	1095	50,3	48,9	—

19.3. ГАЗОПЕРЕКЛЮЧАЮЩИЕ И РЕГУЛИРУЮЩИЕ УСТРОЙСТВА НА ГАЗОХОДАХ

Для регулирования расхода газа по газоходам или аппаратам, а также для прекращения подачи в них газа служат клапаны — круглые или прямоугольные. Их устанавливают на вертикальных и горизонтальных участках газоходов. Для прекращения подачи газа через пылеулавливающий аппарат (иногда участок газохода) перед ним и после него устанавливают клапаны с одной (для круглых) или несколькими (для прямоугольных) поворотными заслонками. Общий вид круглого клапана показан на рис.19.4, а прямоугольных — на рис. 19.5, основные размеры приведены в табл.19.9, 19.10.

Кроме описанных, используют специальные конструкции запорных устройств, например, поворотно-рычажный дисковый затвор с электроприводом (рис. 19.6). Такой затвор устанавливают в вертикальном положении; предназначен он только для прекращения подачи газа (клапан затвора может находиться лишь в крайних положениях). Допустимое давление (разрежение) 5000 Па.

Для регулирования расхода газа часто используют направляющий аппарат вентилятора или дымососа, осуществляющего транспортировку газа. Нижний предел регулирования расхода составляет обычно не менее 15 % от расхода газа при полностью открытом аппарате.

Управление клапанами осуществляется дистанционно и на месте установки от руки или с помощью электрического (реже пневматического) привода. Приводы для круглых и прямоугольных клапанов выбирают в зависимости от крутящего момента и диаметра вала. Привод дистанционный рычажный по МВН 467–63 (с горизонтальным и вертикальным расположением вала) применяют для всех типоразмеров круглых и прямоугольных клапанов. Привод колонковый с карданным валом по МВН 459–63 (вал вертикальный или наклонный под углом 30°) также пригоден для всех типоразмеров клапанов обоих типов. Привод местный рычажной по МВН 503–63 используется при крутящем

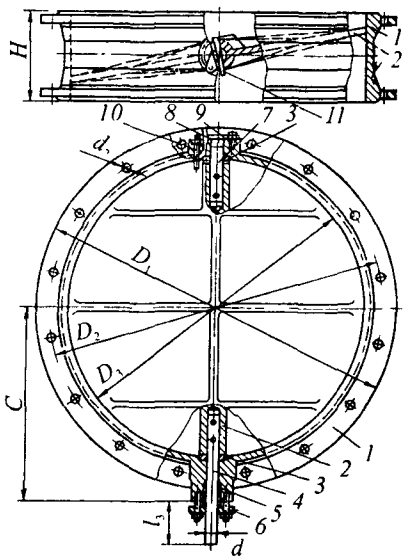


Рис. 19.4. Клапан круглый:
1 — корпус; *2* — заслонка; *3* — упорное кольцо; *4* — вал; *5* — набивка сальника; *6* — крышка сальника; *7* — вал концевой; *8* — прокладка; *9* — крышка; *10* — упор; *11* — штифт конический разводной

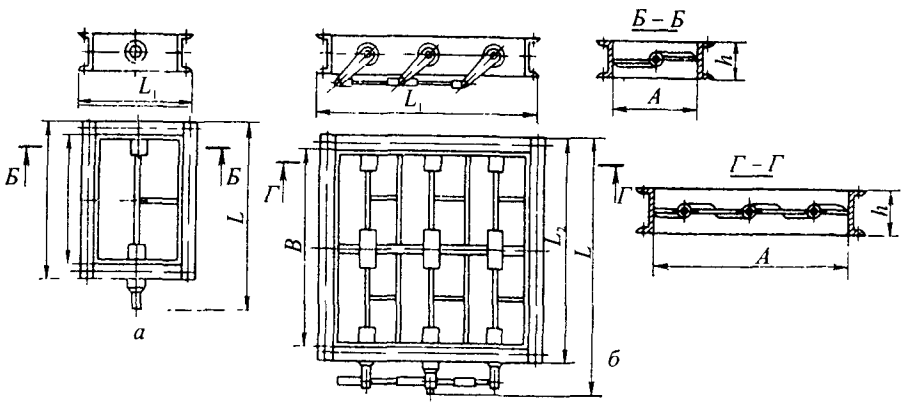


Рис. 19.5. Клапан прямоугольный:
а — с одной заслонкой; *б* — с несколькими (в данном случае с тремя) заслонками

Таблица 19.9

Клапаны круглого сечения

Обозначение	Условный проход, D_t, мм	Размеры, мм								Число отверстий во фланце	$M_{кр}$, Н·м	Масса, кг
		H	D_1	D_2	D_3	d	d_2	l_3	c			
МВН 6D7-16	300	180	430	385	310	30	18	35	250	10	7,35	45,8
МВН 607-17	325	180	450	405	330	30	18	35	260	10	9,8	47,8
МВН 607-18	350	180	480	435	360	30	18	35	275	10	11,8	52,6
МВН 607-19	400	180	535	490	410	30	18	35	300	12	17,6	65,6
МВН 607-20	450	180	585	540	460	30	18	35	325	14	24,5	72,0
МВН 607-21	500	180	645	600	520	30	18	35	355	16	33,3	84,5
МВН 607-22	600	180	745	700	620	30	18	35	405	16	62,0	102,0
МВН 607-23	700	220	850	800	710	40	22	104	455	16	77,5	162,0
МВН 607-24	800	220	950	900	810	40	22	104	505	18	113,0	185,5
МВН 607-25	900	220	1050	1000	910	40	22	104	555	20	156,5	210,0
МВН 607-26	1000	220	1150	1100	1010	40	22	104	605	22	215,5	242,0
МВН 607-27	1000	240	1250	1200	1110	50	22	105	675	24	284,0	340,0
МВН 607-28	1200	260	1350	1300	1210	50	22	105	725	26	372,0	394,0
МВН 607-29	1300	280	1450	1400	1310	50	22	105	775	28	430,0	439,0
МВН 607-30	1400	300	1550	1500	1410	50	22	105	825	30	470;	191,0

Таблица 19.10

Клапаны прямоугольного сечения

Обозначение	Размеры, мм					Число осей	Число отверстий во фланце	$M_{кр}$, Н·м	Масса, кг
	$A \times B$	L	L_1	L_2	h				
МВН 655-13	300×400	681	428	528	160	1	18	9,30	48,7
МВН 655-14	300×500	781	428	628	160	1	20	11,75	54,4
МВН 655-15	300×600	881	428	728	160	1	22	14,0	60,0
МВН 655-16	300×700	981	428	838	160	1	24	16,2	66,0
МВН 655-17	400×500	781	528	628	160	1	18	16,6	61,0
МВН 655-18	400× 600	881	528	728	160	1	20	20,6	67,0
МВН 655-19	400×700	981	528	828	160	1	22	24,8	73,7
МВН 655-20	400×800	1081	528	928	160	1	24	32,6	84,2
МВН 655-21	500×600	881	628	728	160	1	22	37,8	78,4
МВН 655-22	500×800	1081	628	928	160	1	26	56,3	98,0
МВН 655-23	500×900	1181	628	1028	160	1	26	62,7	106
МВН 655-24	500×1000	1281	628	1128	160	1	28	77,0	114
МВН 655-17	600×700	1015	718	828	160	2	26	23,9	111
МВН 658-18	600×800	1116	718	928	160	2	28	27,3	127
МВН 658-19	600×900	1216	718	1028	160	2	30	30,8	136
МВН 658-20	700×500	816	818	828	160	2	24	38,8	100
МВН 658-21	700×700	1016	818	828	160	2	28	40,8	117
МВН 658-22	700×800	1116	818	928	160	2	30	46,5	136
МВН 658-23	800×800	1116	918	928	160	2	32	47,3	144
МВН 658-24	800×1200	1522	930	1340	180	2	40	76,5	191
МВН 658-25	800×1600	1922	930	1740	180	2	40	100,25	241

Продолжение табл. 19.10

Обозначение	Размеры, мм					Число осей	Число отверстий во фланце	$M_{кр}$, Н·м	Масса, кг
	$A \times B$	L	L_1	L_2	h				
МВН 658-26	900×400	1216	1018	528	160	2	22	36,0	105
МВН 658-27	900×700	1016	1018	828	160	2	28	63,0	139
МВН 658-28	900×1200	1522	1030	1340	180	2	36	114,6	212
МВН 658-29	1000×600	916	1118	729	160	2	30	54,5	139
МВН 658-30	1000×700	1022	1130	840	180	2	32	67,5	160
МВН 658-31	1000×800	1122	1130	940	180	2	34	77,4	180
МВН 658-32	1000×1000	1322	1130	1140	180	2	36	96,8	207
МВН 661-15	1200×600	922	1310	740	180	3	34	57,3	175
МВН 661-16	1200×700	1022	1310	840	180	3	36	67,0	190
МВН 661-17	1200×800	1122	1310	940	180	3	38	76,9	217
МВН 661-18	1200×1000	1322	1310	1140	180	3	40	96,0	246
МВН 661-19	1200×1200	1522	1310	1340	180	3	44	114,8	273
МВН 661-20	1400×700	1022	1540	840	180	3	40	101,0	228
МВН 661-21	1400×800	1122	1540	940	180	3	42	114,8	257
МВН 661-22	1400×900	1122	1540	1040	180	3	42	128,3	277
МВН 661-23	1400×1000	1322	1540	1140	180	3	44	144,0	296
МВН 661-24	1400×1200	1522	1540	1340	180	3	48	172,5	331
МВН 661-25	1500×800	1122	1610	940	240	3	42	115,5	260
МВН 661-26	1500×900	1222	1610	1040	240	3	42	130,0	280
МВН 661-27	1500×1000	1322	1610	1140	240	3	44	145,0	299
МВН 661-28	1500×1200	1522	1610	1340	240	3	48	174,5	335
МВН 664-15	1600×1000	1322	1740	1140	240	3	46	188,0	329
МВН 664-16	1600×1200	1322	1740	1340	240	3	50	220,5	363
МВН 664-17	1600×1400	1722	1740	1540	240	3	54	262,8	405
МВН 664-18	1600×1600	1922	1740	1740	240	3	56	301,0	459
МВН 664-19	1800×900	1242	1980	1080	240	3	40	171,3	385
МВН 664-20	1800×1000	1342	1980	1180	240	3	40	188,0	410
МВН 664-21	1800×1200	1542	1980	1320	240	3	44	228,8	454
МВН 664-22	1800×1400	1742	1980	1580	240	3	46	268,0	493
МВН 664-23	1800×1800	2142	1980	1980	240	3	52	350,0	609
МВН 664-24	2000×1000	1342	2140	1180	240	4	42	193,0	432
МВН 664-25	2000×1200	1542	2140	1380	240	4	46	252,0	506
МВН 664-26	2000×1600	1942	2140	1780	240	4	50	310,0	596
МВН 664-27	2000×1800	2142	2140	1980	240	4	54	348,2	644
МВН 664-28	2000×2000	2342	2140	2180	240	4	56	387,0	698
МВН 667-11	2200×1200	1542	2380	1380	240	5	48	286,0	539
МВН 667-12	2200×1400	1742	2380	1580	240	5	50	342,0	597
МВН 667-13	2200×1600	1942	2380	1780	240	5	52	380,1	671
МВН 667-14	2200×1800	2142	2380	1980	240	5	56	430,0	721
МВН 667-15	2200×2000	2342	2380	2180	240	5	58	477,0	780
МВН 667-16	2400×1200	1542	2580	1380	240	5	32	289,0	582
МВН 667-17	2400×1400	1742	2580	1580	240	5	54	338,0	648
МВН 667-18	2400×1600	1942	2580	1780	240	5	56	385,0	725
МВН 667-19	2400×1800	2142	2580	1980	240	5	60	435,0	781
МВН 667-20	2400×1200	2342	2580	1280	240	5	62	484,0	846

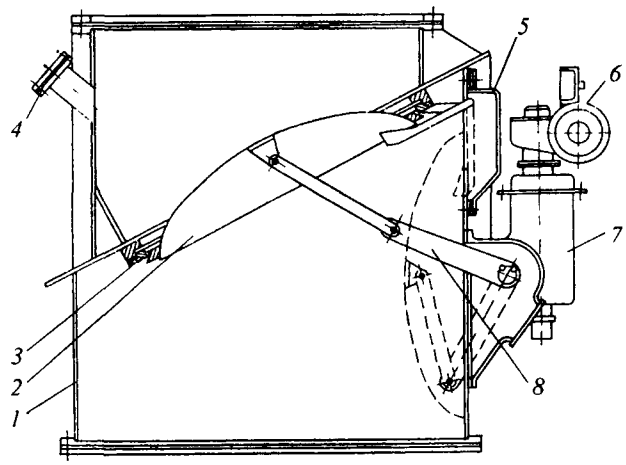


Рис. 19.6. Поворотно-рычажный дисковый **затвор с электроприводом:**
1 — корпус; *2* — **клапан**; *3* — седло клапана; *4* — **заглушка**; *5* — крышка; *6* — **электродвигатель**; *7* — **редуктор**; *8* — рычаг

моменте $M_{кр}$ = 20 Н·м и диаметре вала $D_в$ = 20 мм — только для круглого клапана при $Z_у$ = 100; при $M_{кр}$ = 20 Н·м и $D_в$ = 28 мм — для круглого клапана при $D_у$ от 150 до 275; при $M_{кр}$ = 70 Н·м и $D_в$ = 30 мм — для круглых клапанов при $D_у$ от 300 до 600; при $M_{кр}$ = 100 Н·м и $D_в$ = 40 мм — для прямоугольных клапанов от 300×400 до 500×1000 мм; при $M_{кр}$ = 70 Н·м и $D_в$ = 400 мм — для всех типоразмеров прямоугольных клапанов. Приводы, выбранные по этим данным, применяют без червячного редуктора по МВН 459–63.

В качестве электрического привода для клапанов обычно используют исполнительные механизмы типа МЭО. Типоразмеры этих механизмов составляют ряд: МЭО-4/10-0,25; МЭО-4/25-0,63; МЭО-10/10-0,25; МЭО-10/25-0,63; МЭО-10/25-0,25; МЭО-10/63-0,63; МЭО-10/160-0,63; МЭО-25/10-0,25; МЭО-25/25-0,63; МЭО-25/25-0,25; МЭО-25/63-0,63; МЭО-25/63-0,25; МЭО-25/160-0,63; МЭО-25/63-0,25; МЭО-25/160-0,63; МЭО-63/10-0,25; МЭО-63/25-0,63; МЭО-63/25-0,25; МЭО-63/63-0,63; МЭО-63/63-0,25; МЭО-63/160-0,63; МЭО-160/25-0,25; МЭО-160/63-0,63; МЭО-160/63-0,25; МЭО-160/160-0,63; МЭО-400/63-0,25; МЭО-400/160-0,63; МЭО-1000/63-0,25; МЭО-1000/160-0,63.

Цифры после букв МЭО обозначают: номинальный крутящий момент на выходном валу, выраженный в килограмм-метрах; номинальное время полного хода выходного вала в секундах; номинальный полный ход выходного вала в долях оборота.

Пример: МЭО-4/10-0,25 — исполнительный механизм с крутящим моментом 4 кгс·м, время полного хода выходного вала 10 с, полный ход выходного вала 0,25 оборота.

В качестве привода механизмов МЭО могут быть использованы электродвигатели типа ДАУ или АОЛ. В последнем случае к обозначению типоразмера добавляется буква К, например, МЭО-400/163-0,25К.

Механизмы МЭО-63/25-0,25; МЭО-63/63-0,63; МЭО-160/25-0,25 и МЭО-160/63-0,063 могут быть поставлены в пыленепроницаемом исполнении.

19.4. ВЕНТИЛЯТОРЫ И ДЫМОСОСЫ

19.4.1. ОСНОВЫ АЭРОДИНАМИЧЕСКОГО РАСЧЕТА ГАЗООТВОДЯЩЕГО ТРАКТА

Полное расчетное сопротивление газоотводящего тракта $\Delta p_р$ определяют как сумму сопротивлений размещенного в нем оборудования $\Delta p_{обор}$ и сопротивлений соединительных газопроводов $\Delta p_{сопр}$,

включая сопротивление дымовой трубы и теряемый при выходе динамический напор $\Delta p_д$, а также разрежение на выходе из технологического агрегата $\Delta p_т$:

$$\Delta p_р = \Delta p_т + \Delta p_{обор} + \Delta p_{сопр} + \Delta p_д. \quad (19.4)$$

Потери в местных сопротивлениях $\Delta p_{мест}$ подсчитывают по формуле

$$\Delta p_{мест} = \xi \varpi^2 \rho_г / 2, \quad (19.5)$$

где ϖ — скорость газа за местным сопротивлением, м/с; $\rho_г$ — плотность газа при рабочих условиях; ξ — коэффициент местного сопротивления.

Значения ξ принимают равными:

а) при резком повороте газопровода на 90° $\xi_{90} = 1{,}5$;

б) при плавном повороте газопровода эквивалентного диаметра $d_{экв}$ на 90° с радиусом закругления R:

$R/d_{экв}$	1	2	3	4	5
ξ_R	0,29	0,15	0,12	0,10	0,08

в) при повороте на любой угол α $\xi_\alpha = \xi_{90}\alpha/90$;

г) при внезапном расширении сечения газохода с F_1 до F_2:

$$\xi_{рас} \approx (F_2/F_1 - 1)^2; \quad (19.6)$$

д) при плавном расширении сечения газохода с F_1 до F_2, с углом α (диффузор):
при $\alpha \le 8$ $\xi_д \approx 0{,}15 - 0{,}20(F_2/F_1 - 1)^2$; при $8° < \alpha < 30°$

$$\xi_д \approx \sin\alpha\,(F_2/F_1 - 1)^2; \quad (19.7)$$

е) при внезапном сужении сечения трубы с F_1 до F_2:

F_1/F_2	0,01	0,1	0,2	0,4	0,6	0,8	1,0
$\xi_{суж}$	0,5	0,45	0,40	0,30	0,2	0,1	0,0

ж) при плавном сужении сечения газохода с F_1 до F_2, с углом α (конфузор):
при $\alpha = 90°$ $\xi_к = 0{,}37$; при $\alpha = 60°$ $\xi_к = 0{,}32$; при $\alpha = 30°$ $\xi_к = 0{,}24$; при $\alpha \le 10°$ $\xi_к = 0{,}16$.

При движении нагретых газов учитывают величину самотяги, Па;

$$\Delta p_с = gH(r_в - r_г), \quad (19.8)$$

где H — расстояние по вертикали между центрами рассматриваемых сечений, м; $g = 9{,}81$ — ускорение силы тяжести, м/с^2; $r_г$ и $r_в$ — плотности соответственно газа и окружающего воздуха, кг/м^3.

При нисходящих газоходах самотяга прибавляется к гидравлическому сопротивлению, а при восходящих вычитается из него.

Потери на трение по длине газопровода учитывают только при длинных участках (более 10 м) по формуле

$$\Delta p = \lambda \frac{1}{d_{экв}} \frac{\varpi^2 \rho_г}{2}, \quad (19.9)$$

где $\lambda = 0{,}02 \div 0{,}03$ — коэффициент трения; $d_{экв}$ — эквивалентный диаметр газопровода, м; l — длина участка, м.

19.4.2. ВЫБОР ВЕНТИЛЯТОРОВ, ДЫМОСОСОВ И ЭЛЕКТРОДВИГАТЕЛЕЙ

Вентилятор или дымосос, транспортирующий запыленный или очищенный газ в системе пылеулавливания, должен обеспечивать необходимую производительность Q при полном напоре H, компенсирующем гидравлические потери давления в сети.

Вентилятор или дымосос подбирают по аэродинамической характеристике, например, рис.19.7–19.9 для данного класса и типа тягодутьевой машины в соответствии с условиями ее работы. Исходя из заданных значений величин Q и H, по характеристике определяют число оборотов машины и ее К.П.Д. При выборе размера машины (номера вентилятора) следует стремиться к тому, чтобы заданным значениям давления и производительности соответствовало максимальное значение К.П.Д.

При подборе вентилятора или дымососа и двигателя к нему следует принимать:

производительность Q:

а) для чистого и малозапыленного воздуха, а также для дымовых газов при любой температуре $Q = Q_р$;

б) для сетей пневмотранспорта с учетом подсосов $Q = 1{,}1Q_р$, где $Q_р$ — расчетный расход, м³/с, при рабочих условиях;

полный напор H:

а) для стандартных условий $H = H_р$;

б) для условий, отличающихся от стандартных (при пользовании характеристиками, составленными для стандартных условий),

$$H = H_р \frac{273+t}{273+t_х} \cdot \frac{101{,}3}{B} \frac{\rho_в}{\rho_г}, \qquad (19.10)$$

где t — температура воздуха или газа, °С; $t_х$ — температура, для которой дана характеристика машины, °С; B — барометрическое давление в месте установки вентилятора, кПа; $\rho_г$ — плотность газа при t = 0 °С и B = 101,3 кПа, кг/м³; $\rho_в$ — плотность воздуха при тех же условиях, кг/м³.

При расчете мощности электродвигателя для вентилятора или дымососа используют формулу

$$N = 1{,}2QH/(\eta_в\eta_п), \qquad (19.11)$$

где N — потребляемая мощность на валу электродвигателя, кВт; Q — производительность вентилятора, м³/с; H — полное давление (напор), развиваемое машиной, кПа; 1,2 — коэффициент запаса давления; $\eta_в$ — К.П.Д. вентилятора или дымососа; принимается по аэродинамическим характе-

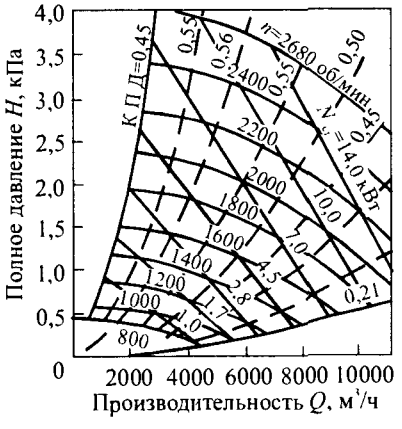


Рис. 19.7. Аэродинамическая характеристика вентилятора ЦП7-40 № 5

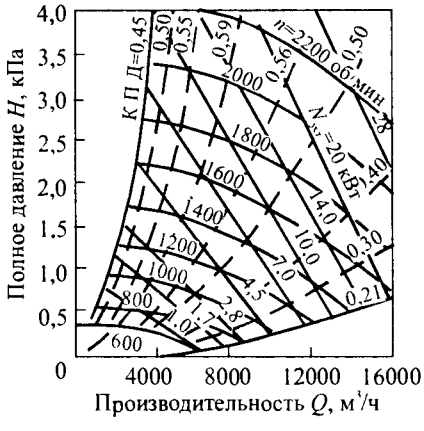


Рис. 19.8. Аэродинамическая характеристика вентилятора ЦП7-40 № 6

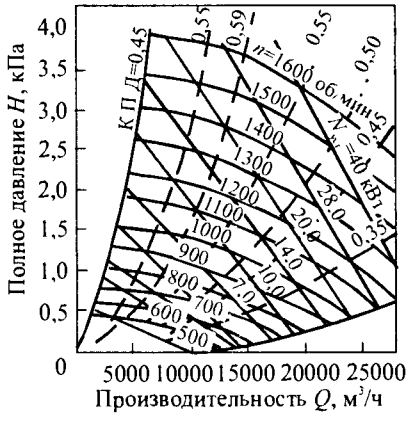


Рис. 19.9. Аэродинамическая характеристика вентилятора ЦП7-40 № 8

ристикам; $\eta_п$ — К.П.Д. передачи крутящего момента от электродвигателя к вентилятору или дымососу; выбирается в зависимости от рода передачи крутящего момента.

Непосредственная насадка колеса тягодутьевой машины на вал электродвигателя	1,0
Соединение валов тягодутьевой машины и электродвигателя при помощи муфты	0,98
Ременный привод с клиновыми ремнями	0,95
То же, с плоскими ремнями	0,90

Установленную мощность электродвигателя $N_у$ рассчитывают по формуле $N_у = kN$, где k — коэффициент запаса мощности; принимается равным 1,05 — для осевых машин и 1,1 — для центробежных.

Окончательно величину установленной мощности принимают равной расчетной или ближайшей большей по каталогу.

Пересчет основных параметров машины на другие обороты (n), размеры колеса (D) и плотности газа (ρ) выполняют по формулам, приведенным в табл. 19.11.

Таблица 19.11

Формулы пересчета параметров

Параметр	ρ	n	D
Q	$Q_2 = Q_1$	$Q_2 = Q_1 n_1/n_2$	$Q_2 = Q_1 (D_2/D_1)^2$
H	$H_2 = H_1 \rho_2/\rho_1$	$H_2 = H_1 (n_1/n_2)^2$	$H_2 = H_1 (D_2/D_1)^2$
N	$N_2 = N_1 \rho_2/\rho_1$	$N_2 = N_1 (n_1/n_2)^3$	$N_2 = N_1 (D_2/D_1)^5$
η	$\eta_2 = \eta_1$	$\eta_2 = \eta_1$	$\eta_2 = \eta_1$

19.4.3. ОСНОВНЫЕ ТЕХНИЧЕСКИЕ ПАРАМЕТРЫ ВЕНТИЛЯТОРОВ И ДЫМОСОСОВ, ИСПОЛЬЗУЕМЫХ В СИСТЕМАХ ПЫЛЕУЛАВЛИВАНИЯ

Центробежные пылевые вентиляторы типа ЦП 7-40 предназначены для систем пылеулавливания и пневмотранспорта при гидравлическом сопротивлении сети не более 4000 Па и концентрации пыли до 1 кг/м^3. Допустимая температура перемещаемой среды 80 °С.

Аэродинамические характеристики вентиляторов ЦП 7-40 трех типоразмеров (№ 5, 6 и 8)* приведены на рис. 19.7–19.9, основные размеры — на рис. 19.10 и в табл. 19.12.

Пылевые радиальные вентиляторы типа В-ЦП-6-45-8 предназначены для перемещения невзрывоопасных, неабразивных пылегазовоздушных смесей с температурой до 80 °С, не содержащих липких веществ и волокнистых материалов. Концентрация пыли — до 1 кг/м^3. Вентиляторы изготовляют правого и левого вращения.

Основные технические параметры вентиляторов приведены в табл. 19.13, аэродинамическая характеристика — на рис. 19.11, габаритные размеры — на рис. 19.12.

Вентиляторы высокого давления типа ВВД предназначены для транспортировки пылей, не вызывающих коррозии обыкновенных углеродистых сталей, при напоре до 5700–6300 Па (в зависимости от типоразмера). Допустимая температура перемещаемой среды 80 °С.

Аэродинамические характеристики и размеры вентиляторов ВВД различных типоразмеров (№ 8, 9 и 11) приведены на рис. 19.13–19.15.

Мельничные вентиляторы предназначены для работы при температурах газов до 200 °С и могут быть правого и левого вращения. Все мельничные вентиляторы могут работать при запыленности газов до 80 г/м^3.

* Номер вентилятора соответствует диаметру рабочего колеса в дециметрах.

Таблица 19.12

Размеры, мм и масса вентилятора типа ЦП 7-40

Номер вентилятора	Наружный диаметр колеса	Внутренний диаметр входного фланца	D	d_1	d_2	А	Б	В	Г	H	M	L	a	b	q	m	Масса, кг
5	500	308	300	180	18	828	500	550	450	830	490	300	338	435	250	300	172
6	600	368	360	230	18	920	600	620	520	980	570	360	405	516	300	360	278
8	800	488	480	315	20	1270	900	820	700	1295	770	480	535	688	400	480	571

Таблица 19.13

Техническая характеристика вентилятора В-ЦП6-45-8*

Производительность, тыс. $м^3/ч$	Полное давление, Па	Электродвигатель				
		тип	частота вращения рабочего колеса, об/мин	установленная мощность, кВт	масса, кг, не более	
					без двигателя	с двигателем
13,5	1860	4А160S4	1285	15	565	700
		4А160М4		18,5		725
		4А180S4		22		740
15	2350	4А160М4	1440	18,5	570	730/745
		4А180S4		22	590	785
		4А180М4		30	595	790
17	2900	4А200М4	1625	37	615	885
		4А200L4		45		925
18	3140	4А200М4	1650	37	625	895
		4А200L4		45		935

* Частота тока 50 Гц.

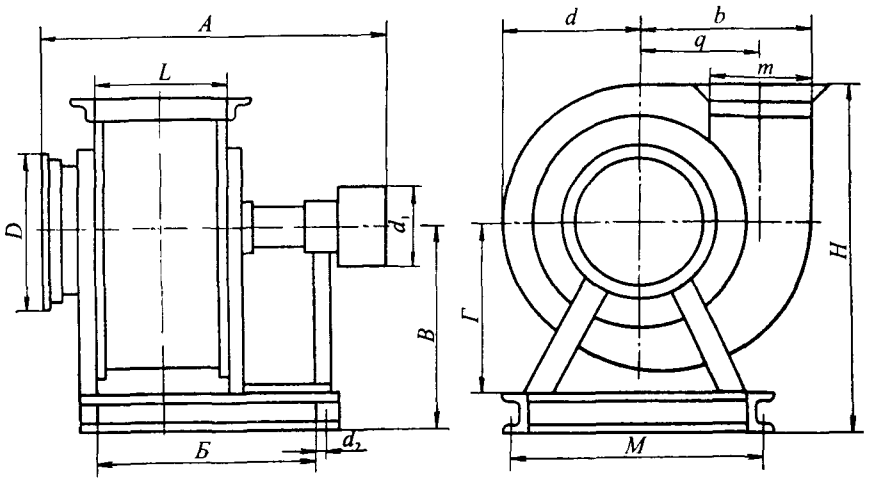


Рис. 19.10. Конструктивные размеры вентилятора ЦП7-40

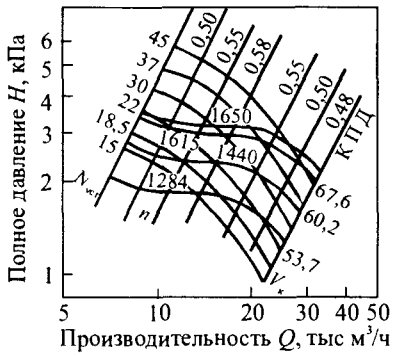


Рис. 19.11. Аэродинамическая характеристика вентилятора В-ЦП6-45-8

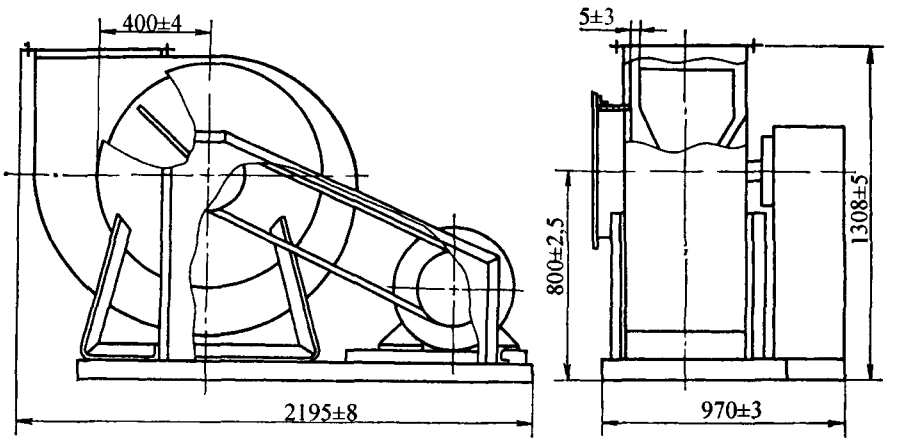
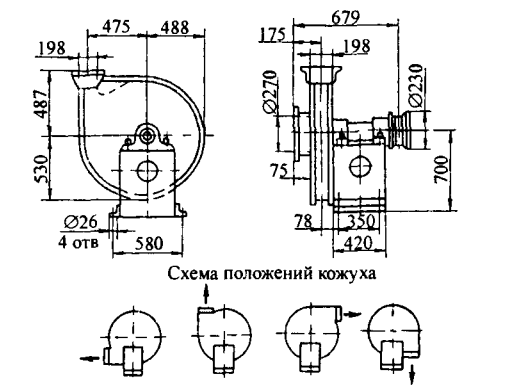


Рис. 19.12. Габаритные размеры вентилятора В-ЦП6-45-8



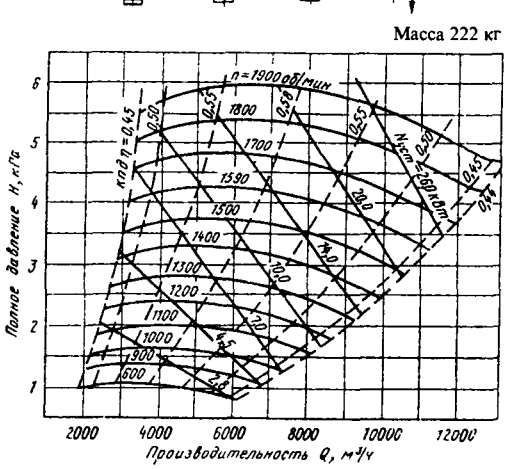
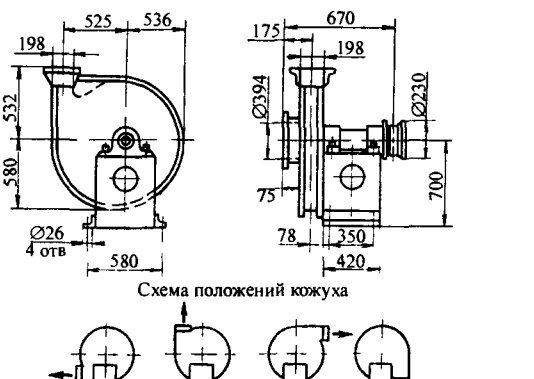


Рис. 19.13. Размеры и аэродинамическая характеристика вентилятора высокого давления типа ВВД-8



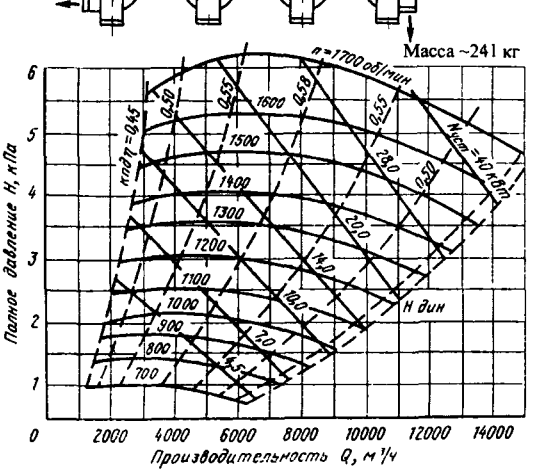
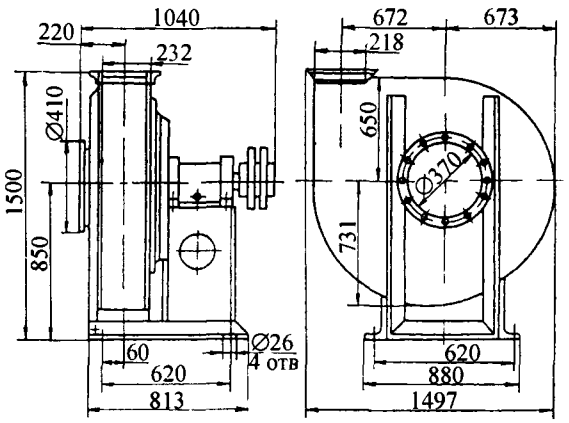


Рис. 19.14. Размеры и аэродинамическая характеристика вентилятора высокого давления типа ВВД-9

Таблица 19.14

Техническая характеристика вентиляторов типа ВМ

Вентилятор	Диаметр рабочего колеса, мм	Номинальные параметры при максимальном К П.Д.			Частота вращения, об/мин	Мощность на валу, кВт	Максимальный К.П.Д., %	Габаритные размеры, мм			Масса без электродвигателя, кг
		производительность, тыс $м^3/ч$	полное давление, Па	температура, °С				длина	ширина	высота	
ВМ-15	1500	17–57	8230–4900	70	1480	92	82	2155	2550	2660	3000
ВМ-17	1700	23–80	10590–6470	70	1480	177	82	2420	2915	3002	4000
ВМ-18А	1800	108	10444	70	1500	392	81	2645	3135	3172	4300
ВМ-20А	2900	150	1260	70	1500	643	81	2690	3374	3424	4700
ВМ-160/850У	2220	160	8581	70	980	525	72	1530	3680	4640	6900
ВМ-180/1100	1830	180	14465	70	1480	920	76	2950	3730	2865	6800
ВВСМ-1У	1200	14	5198	80	1480	34	62	1605	1700	1870	1900
ВВСМ-2У	1800	33	5021	80	980	73	62	2000	2480	2630	4200
ВВСМ-3У*	1800	60	4658	80	980	125	62	2000	2750	2680	4800



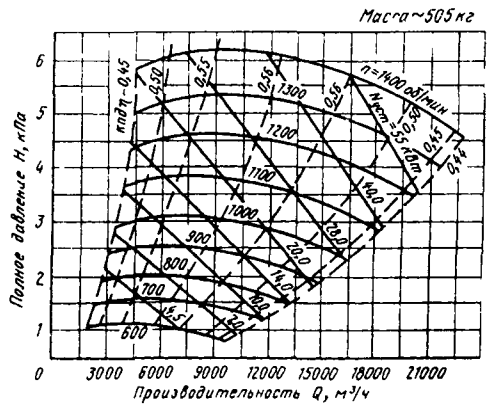


Рис. 19.15. Размеры и аэродинамическая характеристика вентилятора высокого давления типа ВВД-11

Таблица 19.15

Основные размеры вентиляторов ВНД и дымососов ДН (см. рис. 19.16)

Типоразмер машины	Комплектующие электродвигатели		A	A_1	A_2	B	B_1	B_2
	750/1000 об/мин	1500 об/мин						
ВДН-8	А02-62-8/6/4	А02-61-4	277	330	610	1331	765	520
ВДН-9	А02-62-8/6/4	А02-62-4	296	330	610	1491	855	585
ВДН-9	А02-62-8/6/4	А02-61-4	296	330	610	1491	855	585
ВДН-10	А02-72-8/6/4	А02-72-4	315	330	610	1651	945	650
ДН-10	А02-72-8/6/4	А02-71-4	315	330	610	1651	945	650
ВДН-11,2	А02-81-8/6/4	А02-82-4	343	565	760	1843	1053	728
ДН-11,2	А02-81-8/6/4	А02-81-4	343	565	760	1843	1053	728
ВДН-12,5	А02-91-6	А02-92-4	368	565	760	2050	1170	812,5
ДН-12,5	А02-91-6	А02-91-4	368	565	760	2050	1170	812 5

Продолжение табл 19 15

Типоразмер машины	B_3	D	D_1	d	R	H	H_1	H_2	L	L_1	L_2
ВДН-8	400	800	530	42	5	1210	560	582	1193	470	300
ВДН-9	450	900	530	42	5	1360	630	582	1232	490	332
ВДН-9	450	900	530	42	5	1360	630	582	1232	490	332
ВДН-10	500	1000	660	48	5	1505	700	602	1362	555	375
ДН-10	500	1000	660	48	5	1505	700	602	1362	555	375
ВДН-11,2	560	1120	660	50	6	1690	785	702	1572	517	420
ДН-11,2	560	1120	660	50	6	1690	785	702	1534	517	420
ВДН-12,5	625	1250	830	70	6	1835	875	732	1822	667	470
ДН-12,5	625	1250	830	70	6	1835	875	732	1767	667	470

Таблица 19.16

Основные технические характеристики вентиляторов ВДН

Марка вентилятора	Производительность при максимальном К П Д, тыс $м^3/ч$	Полное давление при максимальном К П Д, Па	Комплектующий электродвигатель			Масса, кг
			тип	мощность, кВт	скорость вращения, об/мин	
ВДН-8	6,3	1080	А02-62-8/6/4	4,8/5,7/7,5	1000	602
	10,5	2300	А02-61-4	13	1500	602
ВДН-9	9,5	1357	А02-62-8/6/4	4,8/5,7/7,5	1000	651
	14	2910	А02-62-4	17	1500	651
ВДН-9	9,5	1348	А02-62-8/6/4	4,8/5,7/7,5	1000	651
	14	3060	А02-62-4	17	1500	651
ВДН-10	13	1670	А02-72-8/6/4	9,2/10,7/13,5	1000	843
	20	3670	А02-72-4	30	1500	843
ВДН-10	13	1674	А02-72-8/6/4	9,2/10,7/13,5	1000	843
	18	3880	А02-72-4	30	1500	843
ВДН-11,2	18	2110	А02-81-8/6/4	13,2/16,4/18,5	1000	1164
	28,5	4540	А02-82-4	55	1500	1164
ВДН-11,2	18	2110	А02-81-8/6/4	13,2/16,4/18,5	1000	1160
ВДН-11,2	25	4900	А02-82-4	55	1500	1160
ВДН-12,5	25	2635	А02-92-6	40	1000	1616
	40	6225	А02-92-4	100	1500	1616
ВДН-12,5	25	2634	А02-91-6	55	1000	1470
	35	6120	А02-92-4	100	1500	1470
ВДН-15	35–68	4080–2860	А02-92-6	75	1000	2495
	20–52	2368–1224	А02-92-8	55	750	2495
ВДН-15	54	3265	А02-92-6	75	1000	2395
ВДН-17	30–87	5615–3825	А03-355-6	160	1000	2709
	26–63	3115–2245	А03-315-8	90	750	2709
ВДН-17	60	4900	А03-355-6	160	1000	2650
ВДН-18-Ну	117	3667	ДА30-12-42-6/8М	200/85	1000	5200
ВДН-20-П	215	4900	ДА302-16-44-6/8	400/170	1000	6100
ВДН-22-Пу	210	3470	ДА302-16-44-8/10	250/125	750	7600
ВДН-24-Пу*	275	4140	ДА302-16-64-8/10	400/200	750	8400
ВДН-26-Пу	350	4800	ДА302-17-44-8/10	630/320	750	9400
ВДН-28-Пу	430	4800	ДА302-17-69-8/10	1000/500	750	15800

Таблица 19.17

Основные технические характеристики дымососов ДН

Марка дымососа	Производительность при максимальном К.П.Д., $м^3/ч$	Полное давление при максимальном К.П.Д., Па	Комплектующий электродвигатель			Масса, кг
			тип	мощность, кВт	скорость вращения, об/мин	
ДН-9	9,3	878	А02-62-8/6/4	4,8/5,7/7,5	1000	726
	13,8	1900	А02-61-4	13	1500	726
ДН-9	9,5	867	А02-62-8/6/4	4,8/5,7/7,5	1000	725
	14,0	1940	А02-61-4	13	1500	725
ДН-10	12,1	1070	А02-72-8/6/4	9,2/10,7/13,5	1000	930
	19	2346	А02-71-4	22	1500	930
	13	1070	А02-72-8/6/4	9,2/10,7/13,5	1000	927
	18	2450	А02-71-4	22	1500	927
ДН-11,2	17,6	1347	А02-81-8/6/4	13,2/16,4/18,4	1000	1261
	26,5	2960	А02-81-4	40	1500	1261
	17,6	1347	А02-81-8/6/4	13,2/16,4/18,4	1000	1265
	25	2960	А02-81-4	40	1500	1265
ДН-12,5	24,2	1664	А02-82-6	40	1000	1628
	37	3670	А02-91-4	75	1500	1628
	24,2	1674	А02-82-6	40	1000	1610
	35	3880	А02-91-4	75	1500	1610
ДН-15*	27–68	2760–1685	А02-92-6	75	1000	2758
	20–53	1582–817	А02-91-8	40	750	2758
	50	2346	А02-92-6	75	1000	2620
ДН-17*	40–100	3470–2300	А03-355S-6	160	1000	3055
	30–75	1840–1276	А02-92-8	55	750	3055
	76	3060	А03-355S-6	160	1000	2990
ДН-19Б	108	4710	А03-355М-6	168	1000	8025*
ДН-21	143	5970	ДА302-16-44-6/8	400/170	1000	5450
ДН-21ГМ**	143	5970	ДА3013-42-6М	400	1000	5450
			ДА3013-42-6/8М	320/135	1000	4700
			А03-400М-6	315	1000	4700
ДН-22	162	3267	ДА302-16-44-8/10	250/125	750	8030
ДН-22ГМ	162	3267	или ДА30 13-42-8	320	750	7110
ДН-24	210	3890	ДА302-16-44-8/10	250/125	750	8940
ДН-24ГМ	210	3890	или ДА3013-55-8	400	750	7860
ДН-26	267	4566	ДА302-16-64-8/10	400/200	750	10100
ДН-26ГМ	267	4566	ДА302-16-54-8	630	750	8820

* Указанные марки дымососов выпускаются Хабаровским заводом энергетического машиностроения и в нержавеющем исполнении (ДН-15НЖ, ДН-17-НЖ) для перемещения агрессивных газов с содержанием доя 11 % (по объему) SO2 при запыленности до 1 $г/м^3$.

** Данный тип дымососа разработан для газомазутных котлов и не имеет противоизносной защиты.

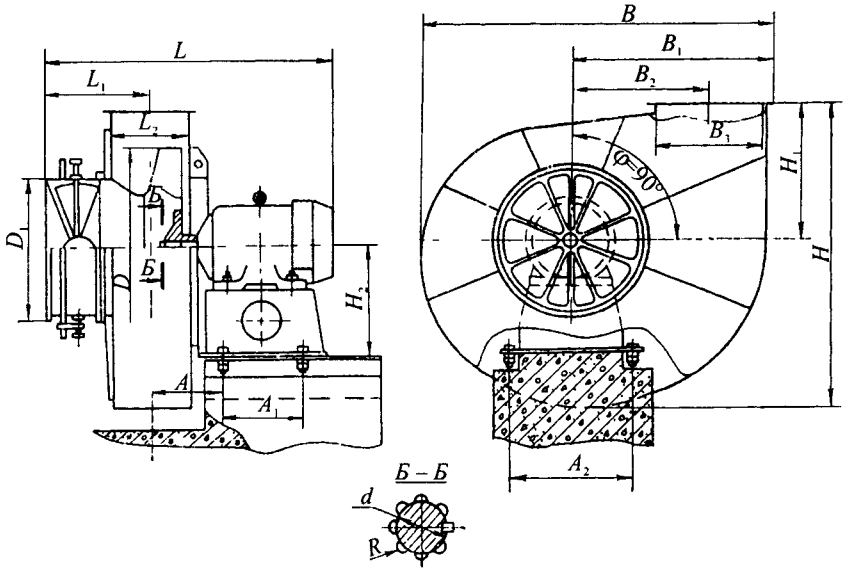


Рис. 19.16. Основные размеры вентиляторов типа ВДН и дымососов типа ДН

Подшипники вентиляторов имеют жидкую картерную смазку; для охлаждения масла при температуре газов выше 70 °С в корпус вставляют змеевик водяного охлаждения.

Расход воды с температурой не выше 20 °С составляет не менее 0,5 м³/ч.

Технические характеристики вентиляторов ВМ приведены в табл. 19.14.

Вентиляторы дутьевые типа ВДН предназначены для подачи воздуха в топки котлоагрегатов, но помимо этого широко используются в системах пылеулавливания.

Основные типы этих вентиляторов и их размеры приведены на рис. 19.16 и в табл. 19.15, а основные технические характеристики — в табл. 19.16.

Центробежные дымососы типа ДН имеют основные технические характеристики представленные в табл. 19.17 (размеры — по рис. 19.16).

Для перемещения газов с повышенной температурой (более 200°С) используются высокотемпературные вентиляторы и дымососы типов ВГДН и ГП Технические характеристики приведены в табл. 19.18.

Таблица 19.18

Техническая характеристика высокотемпературных вентиляторов и дымососов типа ВГДН и ГД

Вентилятор (дымосос)	Диаметр рабочего колеса, мм	Номинальные параметры при максимальном К.П.Д.			Частота вращения, об/мин	Мощность на валу, кВт
		производительность, тыс. м³/ч	полное давление, Па	температура, °С		
ВГДН-15	1500	18–65 32–95	1764–1177 4660–2645	400	985 1480	75 200
ВГДН-17	1700	38–95 50–150	2353–1470 5390–2940	400	985 1480	132 315
В171Н-19Б	1900	108	2511	400	1000	93
ВГДН-21	2100	143	3177	400	1000	158
ГД20-500У	2000	200	4805	400	1000	390
ГД-31	3100	330	4120	347	750	480
ГД-26Х2	2600	600	5570	345	1000	1090

Продолжение табл. 19.18

Вентилятор (дымосос)	Максимальный К.П.Д.	Габаритные размеры, мм			Масса без электродвигателя, кг
		L	*B*	*H*	
ВГДН-15	82	2758	3130	2250	2890
ВГДН-17	83	2585	3450	2550	3085
ВГДН-19Б	83	4500	3240	2880	4150
ВГДН-21	83	—.	—	—	4790
ГД20-500У	68	3345	3835	3420	5850
ГД-31	84	4285	5900	4600	14000
ГД-26Х2	83	6480	—	—	30700

Глава 20.
ВЫГРУЗКА И ТРАНСПОРТИРОВКА УЛОВЛЕННОЙ ПЫЛИ [6, 201]

По характеру работы устройства для выгрузки пыли из аппаратов пылеулавливания подразделяются на сухие и мокрые. Применение устройства сухого или мокрого типа определяется выбором пылеулавливающего аппарата и выбором системы транспорта пыли.

20.1. УСТРОЙСТВО ДЛЯ СУХОЙ ВЫГРУЗКИ ПЫЛИ

По роду работы все устройства этого типа подразделяются на две группы: **непрерывного и периодического действия.**

20.1.1. УСТРОЙСТВА ДЛЯ НЕПРЕРЫВНОЙ ВЫГРУЗКИ ПЫЛИ

Непрерывный процесс выгрузки снижает возможность забивания пылью устройств удаления пыли и позволяет свести к минимуму размеры накопительных бункеров. К этой группе относятся мигалки, пылевые затворы, шлюзовые питатели.

Мигалки с конусным клапаном. Эти устройства (рис. 20.1) устанавливают при перепаде давления менее 1000 Па. При больших перепадах можно устанавливать последовательно две мигалки.

Герметизирующее действие мигалок всех видов основано на создании и поддержании над ними столба пыли определенной высоты.

Эта высота h равна

$$h = \Delta p/(9{,}81\rho_{п}) + 0{,}1, \qquad (20.1)$$

где Δp — разрежение в аппарате над мигалкой, Па; 9,81 — численное значение ускорения силы тяжести, м/с^2; $\rho_{п}$ — насыпная плотность пыли, кг/м^3.

Условный диаметр мигалки d находят путем округления расчетной величины диаметра мигалки до ближайшего значения нормализованного ряда, а именно: 100, 150, 200, 300, 450 и 600 мм (табл. 20.1 и 20.2).

Диаметр мигалки d можно рассчитать по формуле:

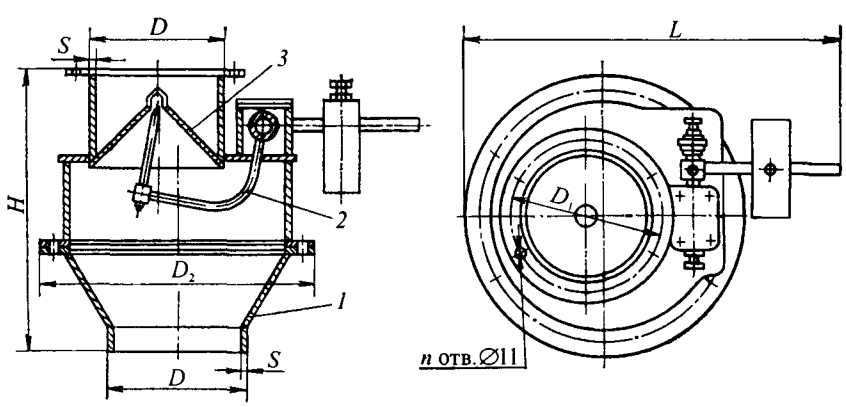


Рис. 20. 1. Мигалка с конусным клапаном:
1 — входной патрубок; *2* — рычаг; *3* — клапан

Таблица 20.1

Техническая характеристика мигалок*

Типоразмер мигалки	Производительность при выгрузке		
	пыли (общая), кг/ч	золы	
		удельная, кг/(см^2·ч)	общая, кг/ч
100	1960–2750	2,5–20	200–1570
150	4420–6180	2,5–20	440–3530
200	8430–11780	—	—
300	18750–26250	—	—
450	41500–58100	—	—
600	74500–104000	—	—

Таблица 20.2

Габаритные присоединительные размеры (мм) и масса (кг) мигалок

Типоразмер мигалки	D	D_1	D_2	L	H	S	h	Масса
100	108	134	302	377	392	4	6	17,6
150	159	186	356	486	392	5	6	27,1
200	219	250	434	590	437	8	6	43,2
300	325	350	564	750	517	6	8	79,9
450	480	512	804	1032	580	6	8	86,5
600	630	675	1005	1316	878	6	12	264,4

$$d = 1{,}12\sqrt{G_{ул}/q}, \qquad (20.2)$$

где $G_{ул}$ — масса уловленной пыли, пропускаемой через мигалку, кг/с; q — удельная нагрузка мигалки; можно принимать равной 60–100 кг/(см^2·ч), если нет особых указаний.

В процессе регулирования мигалки находят положение груза, при котором над ней поддерживается определенный столб пыли, что дает возможность относительно равномерно отводить пыль из

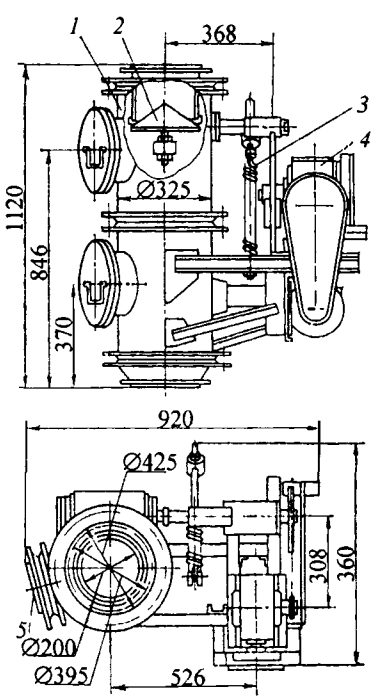


Рис. 20.2. Двойной пылевой затвор ЗПД-200:
1 —корпус; *2* — клапан; *3* — пружина; *4* — электропривод; *5* — люк

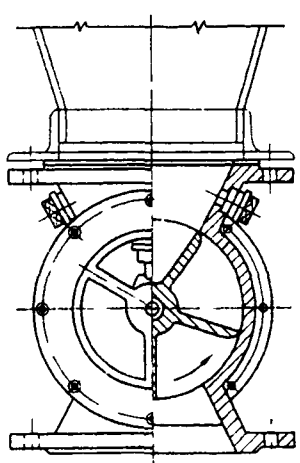


Рис. 20.3. Шлюзовой питатель

аппарата при требуемой герметичности. При нормальной работе мигалки клапан совершает незначительные колебания около своего положения. Участок выгрузочной течки нельзя наклонять к вертикали более чем на 5°.

Пылевой двойной затвор. Пылевой двойной затвор ЗПД-200 (рис. 20.2) предназначен для выгрузки пылевидных материалов из бункеров пылеулавливающих аппаратов и обеспечивает их герметичность при разрежении в аппаратах до 5 кПа.

Затвор состоит из корпуса цилиндрической формы с загрузочным и разгрузочным штуцерами диаметром 200 мм каждый и люками. Внутри корпуса смонтированы два самоцентрирующихся конусных клапана, которые поочередно открываются и закрываются. Привод клапанов — от электропривода. В закрытом состоянии клапаны поджимаются пружинами с регулируемым натяжением.

Техническая характеристика

Максимальная производительность по пыли, м³/ч 6,6
Допускаемое разрежение в аппарате улавливания, кПа 10
Температура выгружаемой пыли, °С 400
Мощность электродвигателя привода, кВт 0,37
Габаритные размеры, мм ..... 920×360×1120
Масса, кг 250

Шлюзовые питатели. Эти устройства (рис. 20.3) используются под бункерами циклонов и других аппаратов, улавливающих неслипающиеся пыли. Для обеспечения герметичности зазор между лопастями и стенками корпуса не должен превышать 0,2 мм. Производительность питателя (м³/с) подсчитывают по формуле:

$$G = [(\pi D^2/4)\, L - V]\, nf,$$

где D — внутренний диаметр питателя, м; L — ширина затвора, м; V — объем внутренней полости питателя, занимаемый валом и перегородками, м³; n — частота вращения вала, об/с; f — коэффициент заполнения, равный 0,4–0,6.

Характеристики унифицированного ряда шлюзовых питателей приведены в табл. 20.3 и 20.4.

Таблица 20.3

Технические характеристики шлюзовых питателей

Типоразмер	Диаметр загрузочного штуцера, мм	Производительность, м³/ч	Ротор			Электродвигатель		
			Скорость вращения, об/мин	Диаметр, мм	Емкость, м	Тип	Мощность, кВт	Скорость вращения вала, об/мин
Ш1-15	100	0,14–1,34	2–19	150	0,0012	4АХ80А6 ВАО-21-6	0,75 0,8	920 930
Ш1-20	150	0,39–3,7	2–19	200	0,0033	4АХ80В6 ВАО-21-6	0,75 0,8	920 930
Ш1-30	250	1,46–14,2	2–19	300	0,0126	4АХ80В6 ВАО-22-66	1,1	920 930
Ш1-45	400	5,9–55,8	21–90	450	0,05	4АХ904 ВАО-32-6	2,2	1420 950

Примечания. 1. Для питателей с нерегулируемым приводом производительность имеет максимальное значение. 2. В числителе — для общепромышленного исполнения, в знаменателе — для взрывозащищенного.

Таблица 20.4

Габаритные размеры (мм) и масса (кг) шлюзовых питателей типа Ш1

Типоразмер	Длина	Ширина	Высота	Масса	Типоразмер	Длина	Ширина	Высота	Масса
Ш1-12РНУ-01	635	630	330	164	Ш1-ЗОРНУ-01	795	675	470	224
Ш1-15РНК-01	635	714	330	157	Ш1-ЗОРНК-01	795	675	470	224
Ш1-15РВУ-01	635	714	330	195	Ш1-ЗОРВУ-01	795	739	470	258
Ш1-15РКВ-01	635	714	330	188	Ш1-ЗОРВК-01	795	739	470	258
Ш1-15ЭНУ-01	635	755	330	170	Ш1-ЗОЭНУ-01	795	775	470	232
Ш1-16ЭНК-01	635	755	330	163	Ш1-ЗОЭНК-01	795	775	470	232
Ш1-15ПНУ-01	681	864	515	168	Ш1-ЗОПНУ-01	830	884	530	230
Ш1-15ПНК-01	681	923	515	161	Ш1-ЗОПНК-01	830	884	530	230
Ш1-15ПВУ-01	681	923	515	199	Ш1-ЗОПВУ-01	830	884	530	262
Ш1-15ПВК-01	681	923	515	192	Ш1-ЗОПВК-01	830	948	530	262
Ш1-15БНУ-02	609	655	330	150	Ш1-ЗОБНУ-02	760	675	530	209
Ш1-15БНК-02	609	655	330	143	Ш1-ЗОБНК-02	760	739	530	209
Ш1-15БВУ-02	609	717	330	177	Ш1-ЗОБВУ-02	760	739	470	240
Ш1-15БВК-02	609	717	330	170	Ш1-ЗОБВК- 02	760	739	470	240
Ш1-20РНУ-01	685	630	382	176	Ш1-45РНУ-01	963	670	470	350
Ш1-20РНК-01	685	630	382	174	Ш1-45РНК-01	963	670	470	342
Ш1-20РВУ-01	685	714	382	207	Ш1-45РВУ-01	963	725	645	380
Ш1-20РВК-01	685	714	382	205	Ш1-45РВК-01	963	760	645	371
Ш1-20ЭНУ-01	685	755	382	182	Ш1-45ЭНУ-01	963	760	645	356
Ш1-20ЭНК-01	685	755	382	160	Ш1-45ЭНК-01	963	760	645	348
Ш1-20ПНУ-01	731	864	520	180	Ш1-45ПНУ-01	963	905	645	354
Ш1-20ПНК-01	731	864	520	178	Ш1-45ПНК-01	1000	960	653	346
Ш1-20ПВУ-01	731	864	520	211	Ш1-45ПВЧ-01	1000	960	653	383
Ш1-20ПВК-01	731	923	520	209	11и-45ПВК-01	1000	960	653	375
Ш1-20БНУ-02	659	655	520	.162	Ш1-45БНУ-02	925	670	653	336
Ш1-20БНК-02	659	655	382	160	Ш1-45БНК-02	925	670	653	328
Ш1-20БВУ-02	659	714	382	189	Ш1-45БВУ-02	925	725	653	365
Ш1-20БВК-02	659	714	382	187	Ш1-45БВК-02	925	725	653	357

20.1.2. УСТРОЙСТВА ДЛЯ ПЕРИОДИЧЕСКОЙ ВЫГРУЗКИ ПЫЛИ

В тех случаях, когда невозможна непрерывная выгрузка, применяют устройства периодического действия — шиберные и шаровые затворы. Эти устройства открываются и закрываются вручную.

Шиберные затворы. Затворы, показанные на рис. 20.4 и 20.5, можно использовать для пыли всех видов при перепадах давления до ±1000 Па для шибера по рис.20.4 и до ±3000 Па для шибера по рис. 20.5.

Затворы могут иметь и иное, чем показано, конструктивное исполнение.

Шаровой затвор (рис. 20.6) может обеспечить герметичность при перепадах до1000 Па. Варианты с установкой фланца или кольца из круглой стали на выходе из затвора соответствуют выгрузке в систему транспортировки (фланец) или в мешки (кольцо).

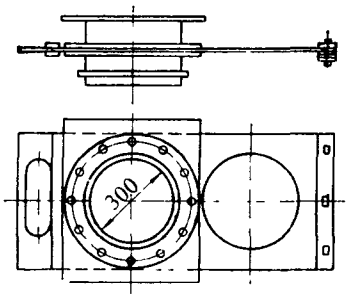


Рис. 20.4. Шиберный самоочищающийся затвор

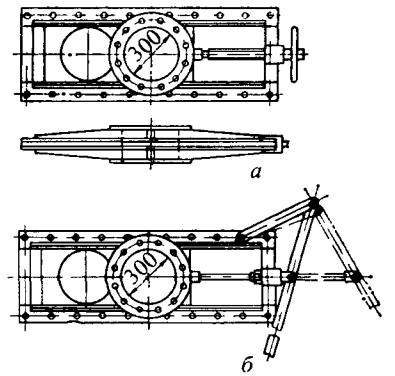


Рис. 20.5. Герметичный шиберный самоочищающийся затвор: *а*, *б* — варианты

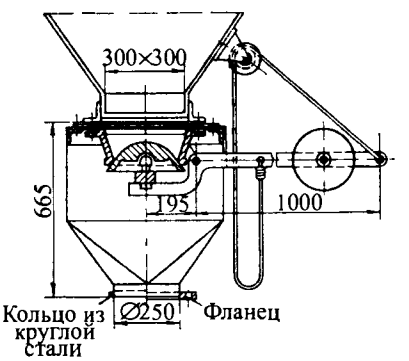


Рис. 20.6. Шаровой затвор

20.2. УСТРОЙСТВА ДЛЯ МОКРОЙ ВЫГРУЗКИ ПЫЛИ

Устройства этого назначения, как и устройства для сухой выгрузки, должны обеспечивать минимальные подсосы в пылеулавливающий аппарат. Это достигается наличием столба пульпы (пыли, взвешенной в воде), уравновешивающей перепад между давлением внутри аппарата и давлением в системе транспорта пыли. В качестве устройств для мокрой выгрузки обычно используют золосмывные аппараты и гидрозатворы.

Рабочий орган гидрозатвора (рис. 20.7) — резиновый клапан — надет на шламовыпускной патрубок, присоединенный к нижней части конического бункера. Клапан выполняют из листов мягкой эластичной резины.

Гидрозатвор работает следующим образом: при пуске газоочистки под воздействием создавшегося в аппарате разрежения резиновые листы плотно смыкаются в нижней части клапана, удерживая постепенно увеличивающийся столб шлама, стекающего в гидрозатвор из аппарата. Когда столб шлама достигает высоты, при которой создаваемое им давление превышает величину разрежения в пылеуловителе, листы клапана размыкаются и избыточный шлам сливается через резиновый клапан. При этом над клапаном постоянно находится столб воды, служащий собственно гидрозатвором и препятствующий подсосу воздуха в аппарате (соответственно выбирается высота гидрозатвора над клапаном).

В связи с простотой конструкции обычных гидравлических затворов для них не имеется специально разработанных норма-

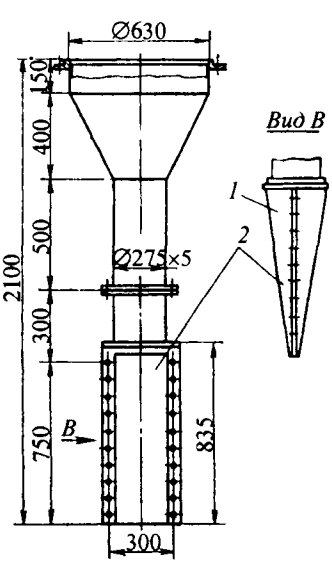


Рис. 20.7. Гидрозатвор с резиновым клапаном:
1— клапан; *2* — резина толщиной 5 мм

лей. Диаметр гидрозатвора выбирают равным диаметру спускного патрубка газоочистного аппарата. Если диаметр этого патрубка не нормализован, то диаметр гидрозатвора выбирают таким, чтобы скорость течения шлама в нем не превышала 0,5 м/с. В тех случаях, когда в гидрозатворах наблюдаются отложения пыли, в них могут быть установлены побудительные сопла.

20.3. ТРАНСПОРТИРОВКА ПЫЛИ

Все системы транспортировки пыли можно разделить на два основных класса — сухую транспортировку и мокрую транспортировку.

Учитывая экологическую сторону вопроса (необходимость экономии запасов чистой пресной воды) предпочтительна сухая транспортировка. Однако довольно часто, например, при использовании мокрых пылеуловителей, применение мокрой транспортировки практически неизбежно. В таких случаях следует принимать необходимые меры по сооружению новых устройств для очистки воды, требующейся для пылетранспорта или по интенсификации существующих.

Системы транспортировки также подразделяют по типу устройств, применяемых для перемещения пыли на механические, пневматические и смешанные.

20.3.1. СУХАЯ МЕХАНИЧЕСКАЯ ТРАНСПОРТИРОВКА

Сухой механической называется система транспортировки, в которой сухая пыль перемещается только в результате механического воздействия на нее рабочих органов соответствующих устройств (винтовые и скребковые конвейеры, ленточные транспортеры).

– ВИНТОВЫЕ КОНВЕЙЕРЫ

Винтовые конвейеры (рис. 20.8) предназначены для выгрузки пыли из бункеров пылеуловителей (в основном рукавных фильтров) и транспортировки сыпучих и неагрессивных материалов.

Конвейер состоит из полуцилиндрического коробчатого корпуса *3* с загрузочным *4* и разгрузочным *1* патрубками и транспортирующего винта *2*, установленного на подшипниках. Торцы корпуса закрыты крышками с уплотнительными устройствами.

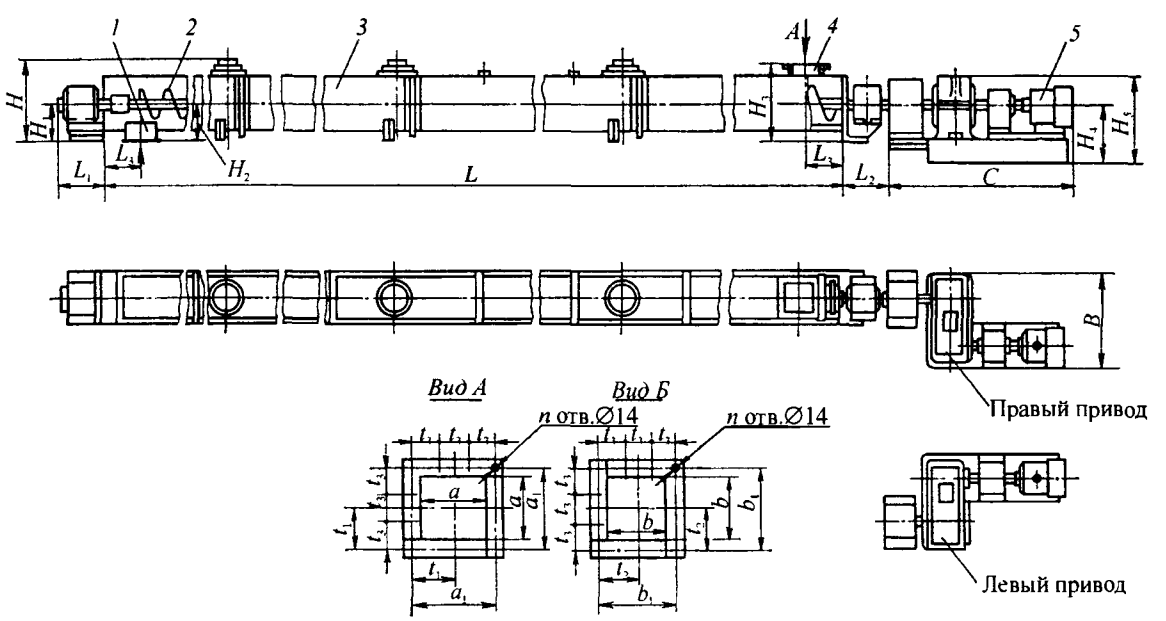


Рис. 20.8. Винтовой конвейер:
1 — разгрузочный патрубок; *2* — транспортирующий винт; *3* — корпус; *4* — загрузочный патрубок; *5* — привод

Таблица 20.5

Техническая характеристика винтовых конвейеров

Типоразмер конвейера	Диаметр винта, мм	Шаг винта, мм	Частота вращения винта, об/мин	Производительность конвейера, $м^3/ч$, при коэффициенте заполнения			
				0,125	0,25	0,32	0,4
2016М	200	160	60		4,5	5,8	7,2
2016М	200	160	75	—	5,6	7,25	9,0
3225М	320	250	60	—	18,2	23,3	28,9
3225М	320	250	75	—	22,7	29,1	36,0
4032М	400	320	60	—	36,2	46,3	58,0
4032М	400	320	75	—	45,2	57,8	72,5
5040М	500	400	60	35,4	70,8	90,0	—
5040М	200	400	75	44,2	88,4	114,0	—

Привод *5* конвейера состоит из электродвигателя и цилиндрического двухступенчатого редуктора (или из мотор-редуктора). Конвейеры изготовляют из углеродистой стали четырех типоразмеров с диаметром винта 200, 320, 400 и 500 мм.

Техническая характеристика винтовых конвейеров — см. табл. 20.5.

– ЦЕПНЫЕ ТРАНСПОРТЕРЫ

Цепные транспортеры (рис. 20.9) предназначены для непрерывного удаления пыли из бункеров газоочистных аппаратов (электрофильтров типа ОГП и др.)

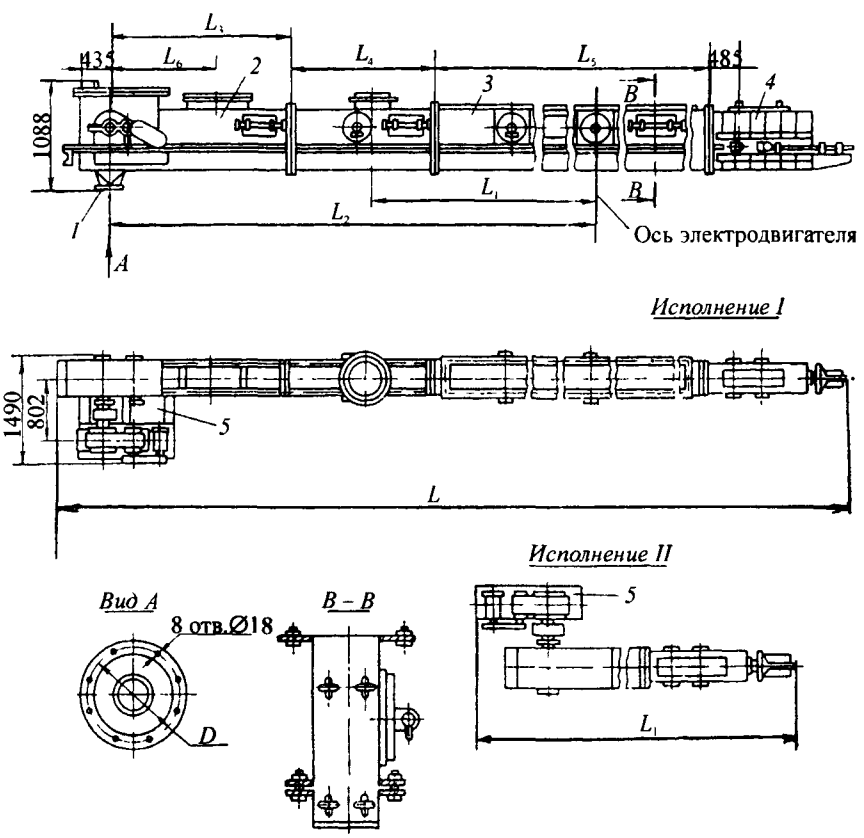


Рис. 20.9. Цепной транспортер:
1 — разгрузочный патрубок; *2* — корпус; *3* — загрузочный патрубок; *4* — система натяжения цепи; *5* — привод

Таблица 20.6

Габаритные присоединительные размеры (мм) и масса (кг)

Типоразмер транспортера	L	L_1	L_2	L_3	L_4	L_5	L_6	L_7	D	Масса
ТЦ 1-2997	17230	18030	9665	2765	2000	9780	1742	—	280	4670
ТЦ 1-2997-01	—	—	9665	2765	2000	9780	1742	—	280	4671
ТЦ 1-2860	13440	—	6770	3195	—	8600	—	4787	280	3840
ТЦ 1-2860-01	15445	—	8775	2195	2000	8600	—	4787	280	4210
ТЦ 1-2860-02	17450	—	10870	2195	4000	8600	—	4787	280	4570
ТЦ 1-2860-03	19455	—	12785	2195	6000	8600	—	4787	280	4940
ТЦ 1-2860-04	21460	—	14790	2195	8000	8600	—	4787	280	5300
ТЦ 1-2860-05	23465	—	16795	2195	10000	8600	—	4787	280	5670
ТЦ 2-2860	13440	—	6770	2195	—	8600	—	4640	280	3160
ТЦ 2-2860-01	15445	—	8775	2195	2000	8600	—	4640	280	4150
ТЦ 2-2860-02	17450	—	10750	2195	4000	8600	—	4640	280	4510
ТЦ 2-2860-03	19455	—	12785	2195	6000	8600	—	4640	280	4880
ТЦ 2-2860-04	21460	—	14790	2195	9000	8600	—	4640	280	5246
ТЦ 2-2860-05	23465	—	16795	2195	10000	8600	—	4640	280	5610
ТЦ 1-3321	22330	—	12700	2765	3045	13760	—	8800	260	5280
ТЦ 1-3321-01	—	22530	12700	2765	3045	13760	—	8800	260	5280
ТЦ 1-2761	23310	—	15800	2765	8135	9780	—	700	260	5700
ТЦ 1-2761-01	22510	—	15000	2765	7335	9780	—	700	260	5600
ТЦ 1-2761-02	—	23800	15800	2765	8135	9780	—	700	260	5700
ТЦ 1-2761-03	—	23000	15000	2765	7335	9780	—	700	260	5600

Цепной транспортер состоит из корпуса *2* с загрузочным *3* и разгрузочным *1* патрубками и люками, изготовленными из углеродистой стали, цепи СК 16×44 ГОСТ 2319–70) (поз. 6), системы *4*, натяжения цепи и привода *5*.

Присоединительные размеры загрузочного патрубка определяются формой и размерами щелевого бункера электрофильтра. Габаритные размеры — см. табл. 20.6

Техническая характеристика

Производительность, м³/ч 6,5
Максимально допустимое гидравлическое разрежение, кПа 4
Максимально допустимая температура
транспортируемой пыли, °С 425
Скорость перемещения цепи транспортера, м/с 0,49

– ЗАГРУЗОЧНАЯ УСТАНОВКА

При вывозе уловленной пыли автотранспортом (автоцистернами типа цементовозов) используют разработанную институтом Гипрогазоочистка загрузочную установку (рис. 20.10), позволяющую исключить потери пыли при ее загрузке. Установка монтируется в двухэтажном неотапливаемом здании, первый этаж которого предназначен для въезда транспорта.

Процесс загрузки осуществляется следующим образом: после подачи автомашины под загрузку оператор при помощи электрической тали отпускает загрузочное устройство на люк автоцементовоза и, убедившись в правильной посадке загрузочного конуса, подает воздух в донный разгружатель. После подачи воздуха через аэрационную плиту донного разгружателя в бункер (для предотвращения зависания пыли) оператор открывает разгрузочный клапан донного разгружателя и пылевоз-

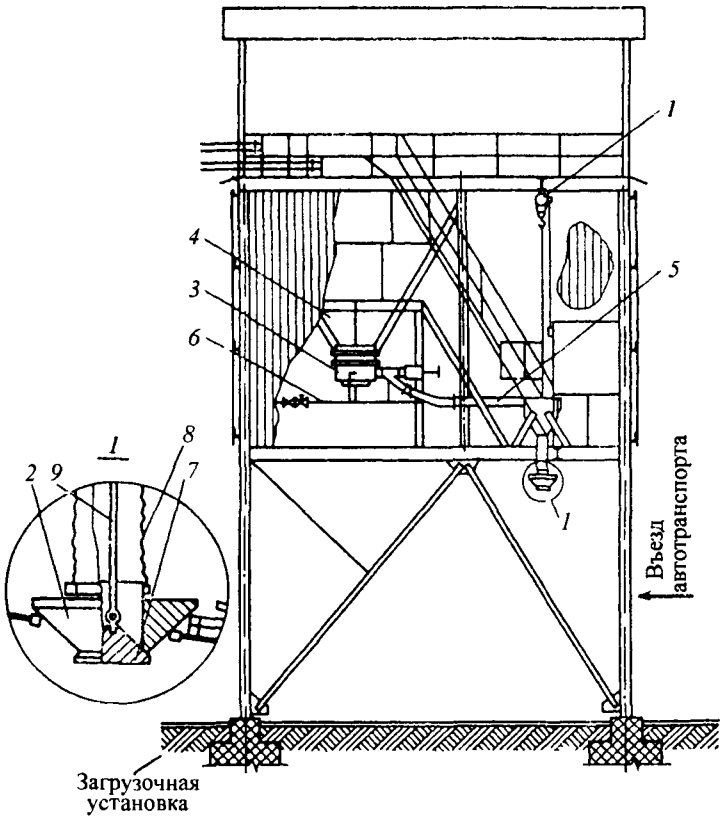


Рис. 20.10. Система загрузки пыли в автотранспорт:
1 — электроталь; *2* — посадочный конус; *3* — донный разгружатель; *4* — бункер; *5* —трубопровод загрузочный; *6* — линия сжатого воздуха; *7* — обратный запорный конус; *8* — фильтровальный рукав; *9* — трос подъема и опускания

душная смесь по трубопроводу и загрузочному устройству поступает в автомашину. Воздух, поступающий с пылевоздушной смесью и вытесняемый из емкости цистерны, выходит в атмосферу через загрузочный рукав, выполняемый из фильтровальной ткани. После завершения загрузочного цикла оператор перекрывает затвор донного разгружателя, прекращает подачу сжатого воздуха и поднимает загрузочное устройство в верхнее крайнее положение.

20.3.2. ПНЕВМАТИЧЕСКИЙ ТРАНСПОРТ

Для осуществления транспорта этого вида необходимы устройства, обеспечивающие подачу в поток пыли и ее перемешивание с воздухом (пневмопитатели), устройства, создающие на всей длине трубопровода перепад давления, необходимый для движения пылевоздушной смеси с заданной скоростью (компрессоры, вентиляторы, эжекторы и т.д.) и, наконец, устройства для выделения в конце трубопровода пыли из транспортирующего ее воздушного потока (разгрузители, фильтры и т.д.). Все эти устройства могут быть различного типа в зависимости от принятой системы пневматического транспорта. Широко распространены следующие системы.

Напорная (нагнетательная) система характеризуется тем, что давление в трубопроводе выше атмосферного. При большой разности давлений в трубопроводе и в атмосфере система считается высоконапорной, при малой — низконапорной.

Вакуумная (всасывающая) система характеризуется разрежением в трубопроводе.

Комбинированная система характеризуется наличием давления на одних участках пылетранспорта и разрежением — на других.

При подаче в пылевой слой воздуха через множество малых отверстий, выполненных в поверхности, над которой он располагается, происходит псевдоожижение этого слоя и пыль в нем начинает

течь подобно жидкости. На этом принципе основана конструкция аэрожелобов, которые также относятся к устройствам пневматического транспорта.

– ВЫСОКОНАПОРНАЯ СИСТЕМА ПЫЛЕТРАНСПОРТА

Схема высоконапорной системы показана на рис. 20.11. Компрессор подает воздух в трубопровод, в который из бункера через пневмопитатель поступает пыль. Смесь воздуха с пылью проходит по трубопроводу до циклонов, где пыль отделяется от воздуха и отводится в бункера. Воздух для окончательной очистки проходит через фильтр, а затем выбрасывается в атмосферу.

Высоконапорная система характеризуется высокой концентрацией материаловоздушной смеси (до 200 кг/кг) и довольно высокой экономичностью. Однако высокая концентрация материала обусловливает повышенное сопротивление транспортной трассы и требует установки воздуходувных машин высокого давления. Высоконапорные системы в зависимости от длины и конфигурации трассы работают при избыточном давлении от 200 до 600 кПа. Высоконапорная система используется при транспортировании материала на расстояние от 150 до 1000 м. При большем расстоянии требуется установка перегрузочных станций, что значительно повышает стоимость системы. Производительность высоконапорных систем колеблется от 30 до 125 т/ч пыли. Высоконапорная система предпочтительна при раздаче транспортируемого материала в несколько мест и может применяться как для непрерывного, так и для периодического транспорта.

В качестве пневмопитающих устройств в высоконапорных системах используются шнековые и камерные питатели.

Шнековые питатели (конвейеры) предназначены для пневмотранспорта пылевидных и мелкозернистых материалов. Они обеспечивают непрерывную и равномерную подачу пыли в трубопровод. На рис. 20.12 приведена конструктивная схема модифицированного питателя. Он состоит из загрузочной камеры, быстроходного шнека с электродвигателем, броневой гильзы, смесительной камеры с обратным грузовым клапаном и коллектора для подвода сжатого воздуха. Шнек выполнен с уменьшенным шагом заборных и увеличивающимся шагом напорных витков, что улучшает работу питателя (не требует дозатора, исключает пиковые нагрузки и уменьшает износ шнека). Шнек закрепляется на валу электродвигателя через специальную втулку с помощью шпильки, проходящей внутри вала шнека, и вала электродвигателя. Рабочая поверхность витков шнека наплавляется износоустойчивыми электродами. Конструкция подвески обратного клапана выполнена на выносных опорах. Лобовая крышка смесительной камеры быстросъемная.

Питатели устанавливают непосредственно под бункерами за шиберным затвором, необходимым для прекращения подачи пыли в насос при проведении ремонтных работ.

В зависимости от физико-механических свойств транспортируемых материалов шнек выполняется с постоянным или переменным (уменьшающимся) шагом для придания материалу уплотнения

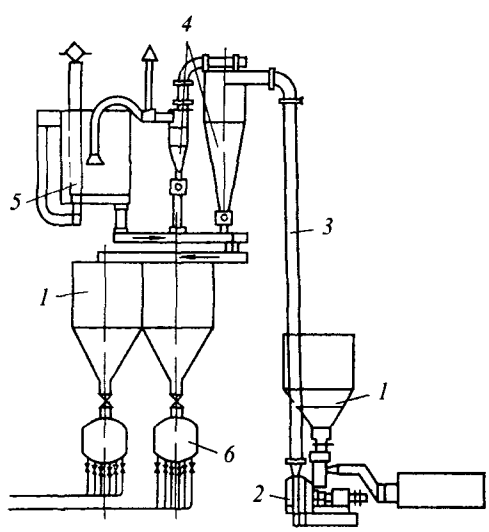


Рис. 20.11. Высоконапорная система пневмотранспорта: *1* — бункер; *2* — пневмопитатель; *3* — трубопровод; *4* — циклоны; *5* — фильтры; *6* — эжекторы

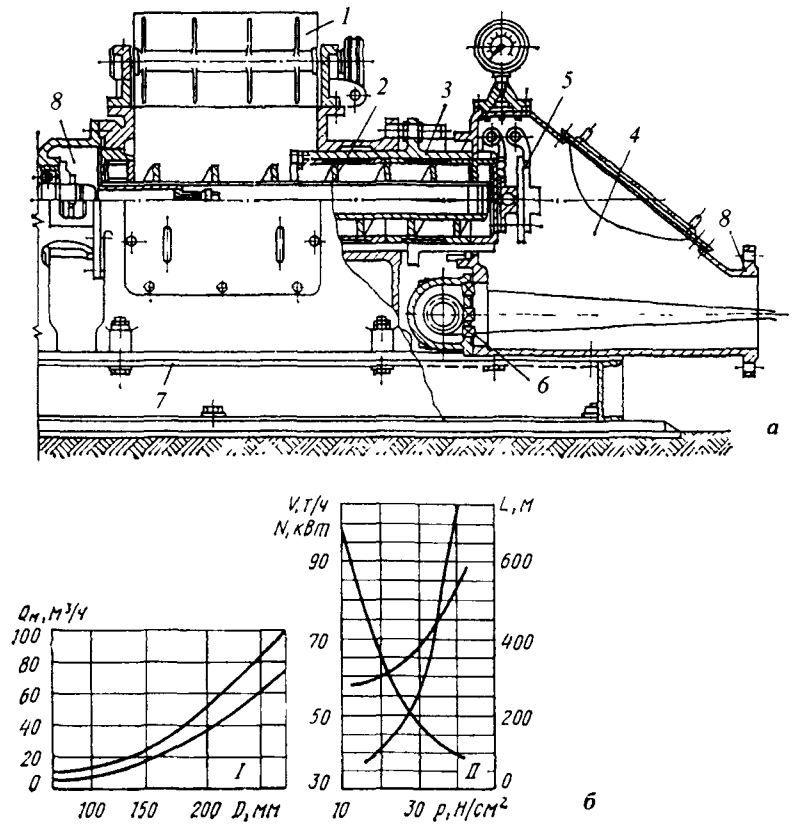


Рис. 20.12. Шнековый пневмопитатель:
а — поперечный разрез; *1* — загрузочная камера; *2* — быстроходный шнек; *3* —броневая гильза, *4* — смесительная камера; *5* — обратный клапан; *6* — коллектор; *7* — рама; *8* — патрубок; *б* — изменение параметров для разных значений *D*, *L* и *P* [*I* — верхняя кривая — новый пневмопитатель, нижняя — с износом; *II* — слева кривая *V* (*P*), справа вверху *L*(*P*), справа внизу *N*(*P*)]

перед разгрузкой в трубу. Скорость вращения шнека обычно находится в пределах 750–1000 об/мин; подаваемый им материал принудительно направляется в диффузор, служащий одновременно и смесительной камерой. Вход в смесительную камеру может быть закрыт клапаном в аварийных случаях, например при заклинивании шнеквала. Привод клапана может быть ручным или пневматическим. В России применяют шнековые питатели с характеристиками, приведенными ниже:

	К-287С	С-991	К-97СА	К-137СА
Производительность, т/ч	10	36	60	125
Дальность подачи, м:				
по горизонтали	200	200	200	200
по вертикали	30	30	35	30
Давление воздуха в трубе, Н/см²	40	26	40	40
Расход воздуха, м³/мин	4,1	18	34	43
Диаметр трубопровода, мм	100	140	185	250
Мощность электродвигателя, кВт	14	30	55	100
Габаритные размеры, м	2,38×5,2×0,65	2,4×0,64×0,87	2,7×0,7×1,9	3,3×0,78×1,1
Масса, т	0,9	0,9	1,8	2,46

В среднем для рассмотренных питателей характерны изменения производительности и расхода от длины трубопровода *L*, рабочего давления *p* и диаметра шнека *D*, в соответствии с графиками, приведенными на рис. 20.12.

У питателей типа К вследствие уменьшения шага витков шнека и постепенного уплотнения материала требуются повышенные скорости истечения воздуха на сопел (для лучшего разрыхления). В

условиях больших длин трубопровода это приводит к повышению расхода и давления воздуха в рабочей камере, особенно для материалов, склонных к слеживанию. В этих условиях потери давления в камере смешения достигают (100–150) кПа. Срок службы шнека на абразивных материалах снижается до 300 ч, а с наплавкой шнека не превышает 600 ч.

Для снижения подачи пыли шнековыми питателями предусмотрено регулирование скорости вращения шнека через текстропную передачу. Например, питатель типа К со шнеком диаметром 100 мм при давлении в камере смешения (120–150) кПа и скорости вращения 600 об/мин обеспечивает подачу около 5 т/ч угольной пыли к конвертору.

Камерные пневмопитатели. Для пылевидных и мелкозернистых материалов (концентратов руд, мелких классов угля и др.) они выполняются с нижней и верхней разгрузкой. Такие устройства применяются для пневмотранспортных систем высокого давления (400–600) кПа, работающих на режимах с малыми удельными расходами воздуха (высокими концентрациями). На рис. 20.13, *а, б* приведены принципиальные схемы однокамерного и сдвоенного питателен с верхней разгрузкой для пневмотранспорта хорошо аэрируемых материалов. В схеме, приведенной на рис. 20.13, *а*, использован эжектор для регулирования концентрации аэросмеси (при больших расстояниях транспортирования, повышенных влажности и производительности транспортной системы). Работа питателей с верхней выгрузкой (против направления силы тяжести) характеризуется однажды отрегулированной, оптимальной по условиям транспорта (для данного материала) производительностью; чтобы ее уменьшить или увеличить, необходимо изменить параметры питателя (диаметр патрубка, размеры камеры и др.).

Непрерывная работа установки без переключения потока на трубопроводе достигается при двухкамерных питателях с аэрированием материала и верхней разгрузкой по схеме, приведенной на рис. 20.13, *б*. Подобное исполнение предпочтительно, если рабочее помещение имеет значительные размеры в высоту и стесненные условия. В общем случае питатели с верхней выгрузкой материала наиболее целесообразны для подъемно-транспортных установок. Для трасс трубопроводов, расположенных в горизонтальной плоскости, применяют питатели с нижней разгрузкой. На рис. 20.14 приведены конструкции питателей с верхней разгрузкой через одну и несколько труб. Для плохо аэрируемых и зернистых материалов используют ввод сжатого воздуха через сопла. Предусматривается дистанционное управление работой.

Питатели для материалов, плохо поддающихся аэрированию, выполняют в основном с нижней разгрузкой (рис. 20.15). Особенностью конструктивного выполнения насосов является использова-

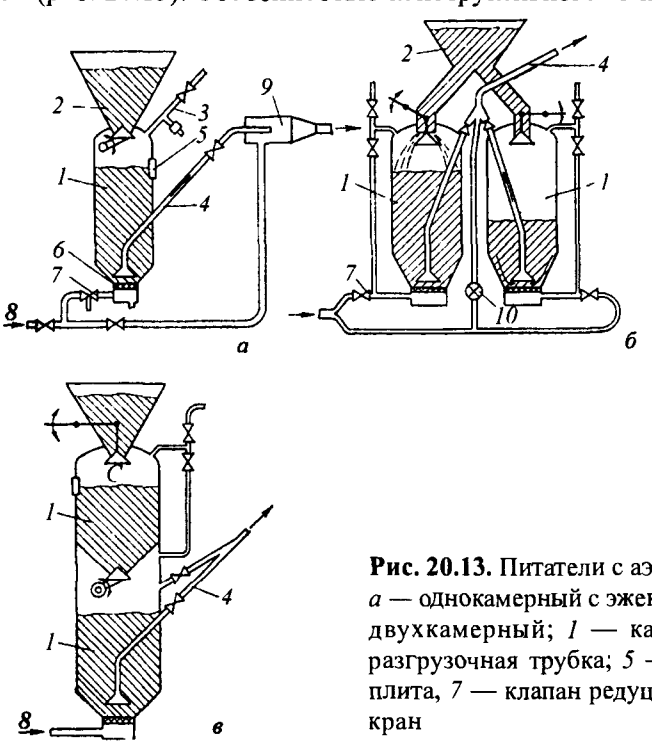


Рис. 20.13. Питатели с аэрированием и верхней выгрузкой:
а — однокамерный с эжектором; *б* — со сдвоенными камерами; *в* — двухкамерный; *1* — камера; *2* — воронки; *3* — клапан; *4* — разгрузочная трубка; *5* —сигнализатор уровня; *6* — аэрирующая плита, *7* — клапан редуцирования; *8* — воздух; *9* — эжектор; *10* — кран

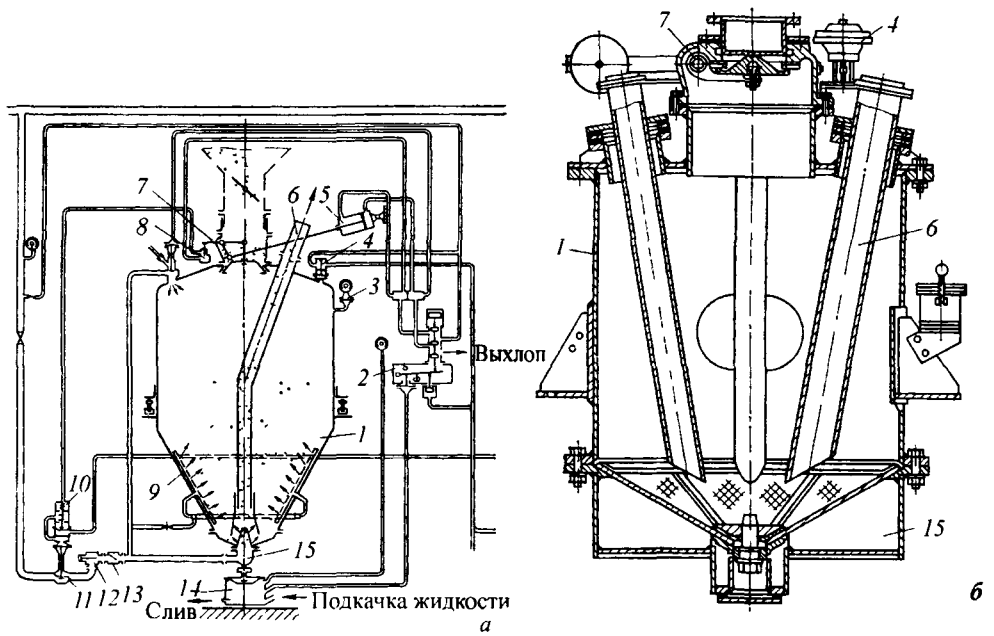


Рис. 20.14. Питатели с верхней выгрузкой·
а — с аэрирующими плитами; *б* — с несколькими трубами; *1* — камера; *2* — воздухораспределитель; *3* — манометр, *4* — клапан, *5* — пневмоцилиндр, *6* — трубопровод; *7* — загрузочный клапан; *8* — блокировка; *9* — аэрирующая плита, *10* — клапан блокировки, *11* — вентиль; *12* — регулирующий вентиль; *13* — обратный клапан; *14* — гидродатчик, *15* — форсунка, *16* — опорная рама

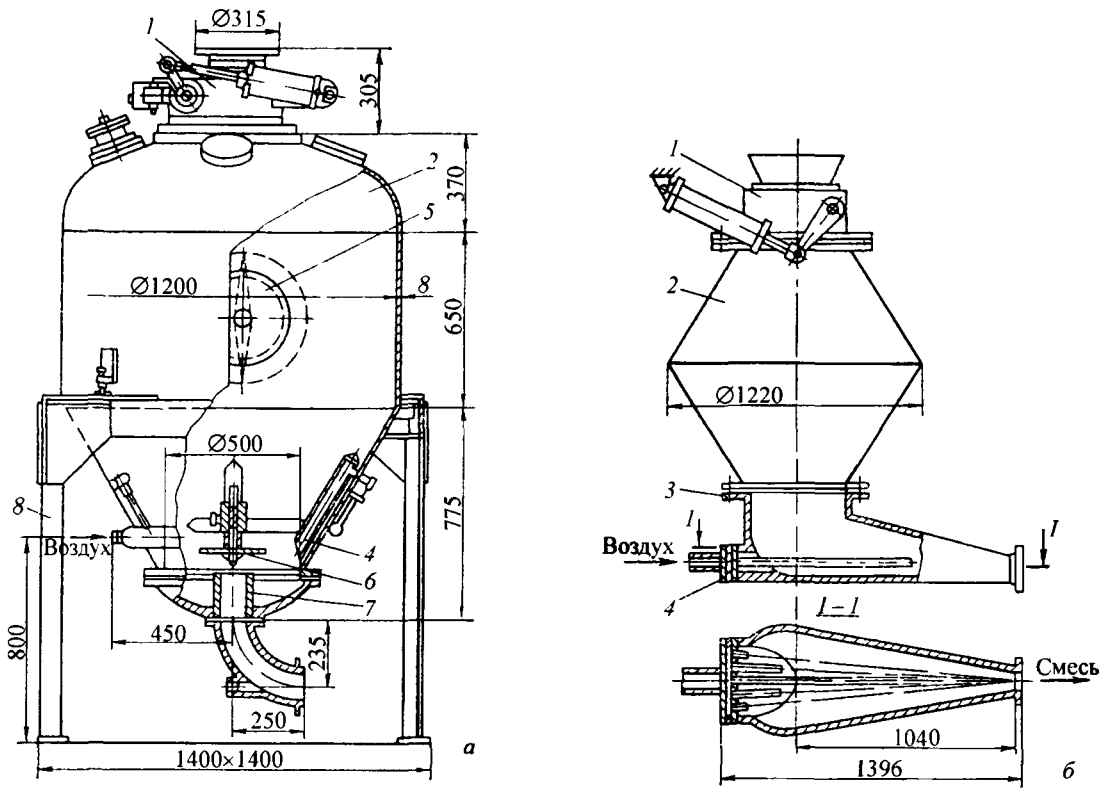


Рис. 20.15. Питатели с нижней выгрузкой:
а — по стандартной схеме, *б* — для формовочных смесей; *1*— клапан; *2* — камера, *3* — смесительная камера; *4* — коллектор с соплами; *5* — люк; *6* — затвор; *7* — патрубок; *8* — рама

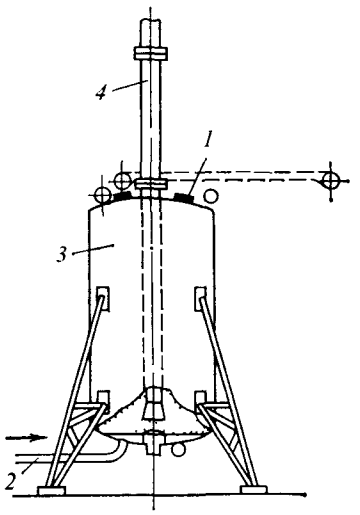


Рис. 20.16. Схема питателя с истечением смеси под давлением:
1 — загрузка; *2* — подача воздуха; *3* — камера; *4* — труба

ние подвода воздуха в камеру через систему сопел. Сжатый воздух в камеры таких питателей подается, как правило, к форсунке, смесителю и в верхнюю часть емкости.

Примером конструктивного выполнения питателя для сложных условий транспорта могут служить установки для формовочных смесей сталелитейных цехов (рис. 20.15, *б)* Загрузка в питатель производится через клапан, который после заполнения камеры закрывается при помощи пневматического привода. Четыре боковых сопла разной длины перемещают формовочную смесь из центра смесительной камеры в фокус системы сопел и одновременно с центральным соплом нагнетают формовочную смесь в трубопровод.

Для транспортно-складских работ с пылевидными материалами в больших объемах целесообразно использовать однокамерные питатели (бункеры) большой емкости. В таких установках (рис. 20.16) с камерами емкостью не более 50 м^3 материал разгружают через вертикальную трубу (верхняя разгрузка). Материал при температуре не более 400 °С поступает в боковое отверстие в крышке камеры. Аэрирование происходит в нижней части. Грузопоток достигает 250 т/ч, а высота подачи 60 м.

Характеристики камерных пневмопитателей приведены в табл. 20.7.

Таблица 20.7

Характеристики камерных питателей

Тип пневмопитателя	Производительность, т/ч	Наружный диаметр камеры, м	Дальность подачи, м		Диаметр трубопровода, м	Давление воздуха, кПа	Расход воздуха, м^3/мин
			по горизонтали	на высоту			
64Е1М	40(15)	1,42(1,0)	200	35	150(75)	600	24
64Е2М	100	1,6	200	35	180	600	50
УКН-1,6/165	60	1,6	200	35	165	600	40
—	50	1,8	600	30	200	600	60
64Е2СО	60	—	200	35	175	400	35

Примечания. 1. В скобках — данные для малого типоразмера. 2. Габаритные размеры для малых типоразмеров до 1,2×3,5×1, для больших — до 4,6×6×4 м. 3. Все пневмопитатели — с верхней выдачей.

– НИЗКОНАПОРНАЯ СИСТЕМА ПЫЛЕТРАНСПОРТА

Низконапорная система характеризуется относительно низкой концентрацией материаловоздушной смеси (до 5 кг/кг) и соответственно низким сопротивлением транспортирующей трассы. Наиболее эффективно низконапорная система работает при подаче материала на расстояние до 50–100 м. Данная система предпочтительна при транспортировке материала из большого числа точек в сборный бункер или из одного бункера в другой в условиях внутрицехового транспорта; применяется для непрерывного и периодического транспорта. Преимущества низконапорной системы — малогабаритность оборудования, удобство обслуживания. Недостатки — потребление значительного количества сжатого воздуха при транспортировании на расстояние свыше 50 м.

Наибольшей распространение в качестве подающих устройств получили инжекционно-смесительные и струйные насосы, а также воздуходувки.

Струйные насосы (эжекторы) применяются для подачи пылевидных материалов в пределах цехов. Их помещают под бункерами и выполняют по различным схемам в зависимости от условий работы. Приведенная длина линий 120–150 м.

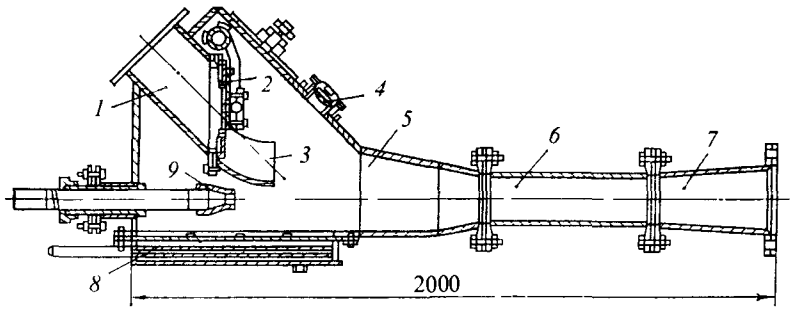


Рис. 20.17. Струйный насос:
1 — патрубок; *2* — клапан; *3* — лоток; *4* — штуцер; *5* — конфузор; *6* — смесительная камера; *7* —диффузор; *8* — аэрирующее устройство; *9* — сопло

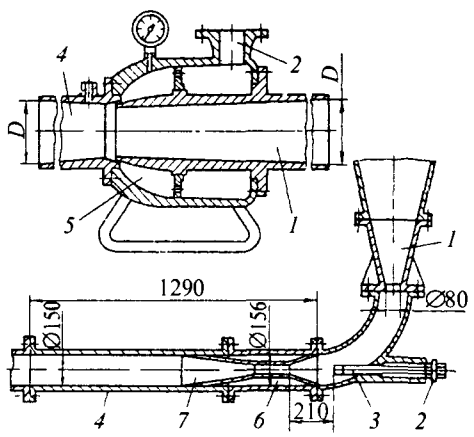


Рис. 20.18. Эжектор с цилиндрическим соплом:
1, *4* — трубопроводы; *2* — воздушный патрубок; *3* — сопло; *5* — аэрокамера; *6* — горловина; *7* — диффузор

Для хорошо аэрируемых пылей целесообразно использовать конструкцию, показанную на рис. 20.17; расстояния подачи — 20 м (при меньших расстояниях подачи это устройство работает достаточно удовлетворительно при отключенном сопле). На рис. 20.18 показаны другие конструкции эжекторов с различными вариантами подачи пыли.

– ВАКУУМНАЯ СИСТЕМА ПЫЛЕТРАНСПОРТА

Принципиальная система вакуумной пневматической установки приведена на рис. 20.19. Посредством воздуходувки или вакуум-насоса в системе создается разрежение и вследствие этого атмосферный воздух втягивается в сопло, захватывает пыль и увлекает ее в трубопровод. Пройдя трубопровод, пыль попадает в разгрузитель и там в основном осаждается, а затем через шлюзовой затвор выводится из системы. Воздух, очищенный в разгрузителе от сравнительно крупных частиц, проходит затем через пылеуловитель, очищается от оставшихся мелких частиц и далее, пройдя воздуходувку, выбрасывается в атмосферу. Вакуумная система может применяться для пневмотранспорта различных материалов на расстояние до 100 м с концентрацией пыли до 40 кг/кг и температурой до 300 °С. Удельный расход электроэнергии обычно составляет от 3 до 12 кВт на 1 т транспортируемого материала. Производительность вакуумных систем может достигать 50 м^3/ч. Преимущества вакуумной системы — малые габариты приемных устройств и простота обслуживания, а недостатки — большие удельные расходы электроэнергии при работе вакуумнасосов и потери тепловой энергии при работе паровых эжекторов, имеющих обычно невысокую эффективность.

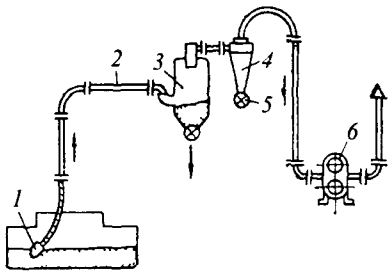


Рис. 20.19. Схема вакуумной пневматической установки:
1 — всасывающее сопло; *2* — транспортный трубопровод: *3* — загрузитель; *4* — пылеуловитель; *5* — шлюзовый затвор; *6* — воздуходувка

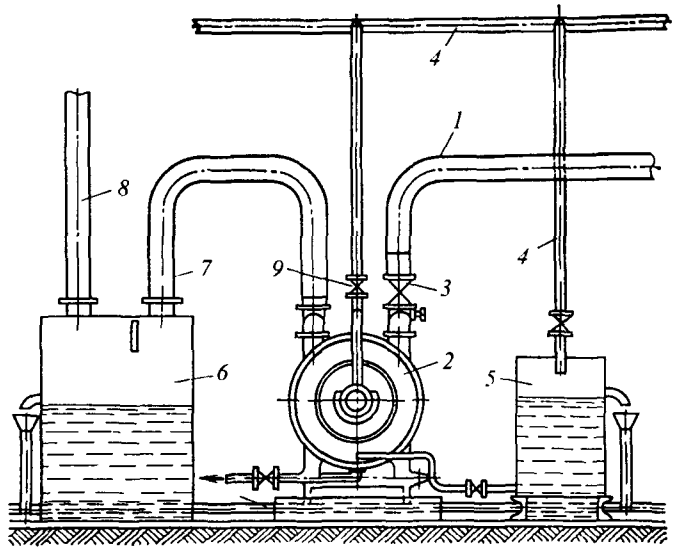


Рис. 20.20. Схема прямоточной работы вакуум-насоса ВВН-50:
1 — воздухопровод; *2* — насос; *3* — пробковый кран; *4* — водовод; *5, 6* — бачки гидрозатвора и отделителя; *7* — выхлопной патрубок; *8* — сброс воздуха; *9* — вентиль; *10* — дренажная система

Таблица 20.8

Технические характеристики воздуходувок и компрессоров*

Тип воздуходувки, компрессора	$P_к$, Н/см^2	V, м^3/мин	Мощность электродвигателя, кВт	Габариты, размеры, мм			Масса агрегата, кг
				длина	ширина	высота	
360-21-1	24	310	700	6400	3200	1600	420
360-22-2	17,5	270	380	6100	3200	—	—
ТВ-80-1,8	18,0	83	143	3030	1550	1520	5820
ТВ-50-1,9	19,5	50	130	2860	1550	1500	5425
ВВН-50	17,0	50	100	3040	2220	1530	2630
РГН-1200	10,6	55	40	—	—	—	1600
УК-100-61	60	100	630	10200	3650	6000	9120
ЦВ-18,8	10,14	135	—	1310	1080	1250	630
ВНИИСДМ	25	12	38	—	—	—	360
ВУ-6/4	40	6	28	1710	1186	1260	1000

* Режим работы воздуходувки дан при 20 °С и давлении 10 Н/см^2.

– ВАКУУМ-НАСОСЫ, ВОЗДУХОДУВКИ И КОМПРЕССОРЫ ДЛЯ ПНЕВМАТИЧЕСКОГО ТРАНСПОРТА

Для напора до 15 кПа целесообразно использовать высоконапорные вентиляторы. При расходах 500–600 м³/мин и перепаде (50–200) кПа можно применять турбовоздуходувки (ротационные и типа Рута). При расходах более 500–600 м³/мин и напорах более 400 кПа используют поршневые и турбокомпрессоры. При меньших расходах (до ~50 м³/мин) и давления (до ~309 кПа) можно применять поршневые и ротационные компрессоры.

Для вакуумных систем с несколькими пунктами загрузки применяют вакуум-насосы (типы РМК, ВВН, РГН и др.). На рис. 20.20 показан такой насос (ВВН-50), включенный по прямоточной схеме.

Технические характеристики различных воздуходувных устройств приведены в табл. 20.8.

– КОМБИНИРОВАННЫЕ СИСТЕМЫ ПЫЛЕТРАНСПОРТА

Такие системы представляют собой комбинацию вакуумной и нагнетательной систем (рис. 20.21) и применяются при необходимости транспортирования материала из многих точек на расстояние свыше 100 м. В этих случаях материал собирается низконапорной или вакуумной системой в одну точку для последующей транспортировки при помощи высоконапорной системы на большие расстояния.

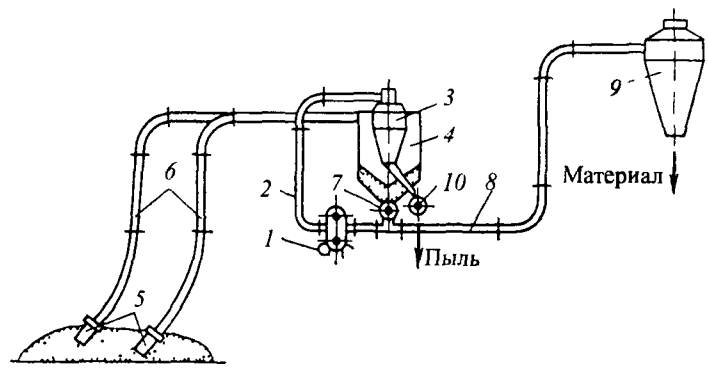


Рис. 20.21. Схема комбинированного пылетранспорта: *1* — воздуходувка; *2* — воздухопровод; *3* — циклон; *4* —разгрузитель; *5* — всасывающее сопло; *6* — всасывающие транспортные трубопроводы; *7*, *10* — шлюзовые затворы; *8* — нагнетательный трубопровод; *9* — разгрузитель

– АЭРОЖЕЛОБЫ

Аэрожелобы применяют для транспортирования хорошо аэрируемых пылевидных материалов. Их исполнение определяется типом используемой для аэрирования пористой перегородки, а также назначением аэрожелоба (распределительный, доставочный и т. п.). Основные элементы аэрожелобов: трубопровод, состоящий из двух коробов; пористая перегородка и запорные (или регулировочные) устройства (рис.20.22, *а*). Для них применяют вентиляторы и воздуходувки типа ВВД и др.

На практике для аэрожелобов принимают угол наклона от 2,5–4 до 8° в зависимости от производительности и вида перемещаемого материала. Размеры желобов (рис. 22, *б*) приведены в табл. 20.9.

Расход воздуха указан для желобов длиной 40–50 м. Максимально достигнутая на практике производительность составляет 225 т/ч; напор при вентиляторном дутье — до 6,0 кПа.

Отношение площадей, занятых аэрированным потоком и чистым воздухом, принимается для аэрожелобов около 2:1. Расход воздуха, необходимый для работы желоба, зависит от перемещаемого материала, высоты слоя и угла наклона. Для материалов типа концентратов руд цветных металлов при высоте слоя материала 50 мм требуется для аэрирования до 3 м³/мин воздуха на 1 м² аэрирующей плиты. Для легких и волокнистых материалов расход воздуха возрастает до 15 м³/мин на 1 м² плиты.

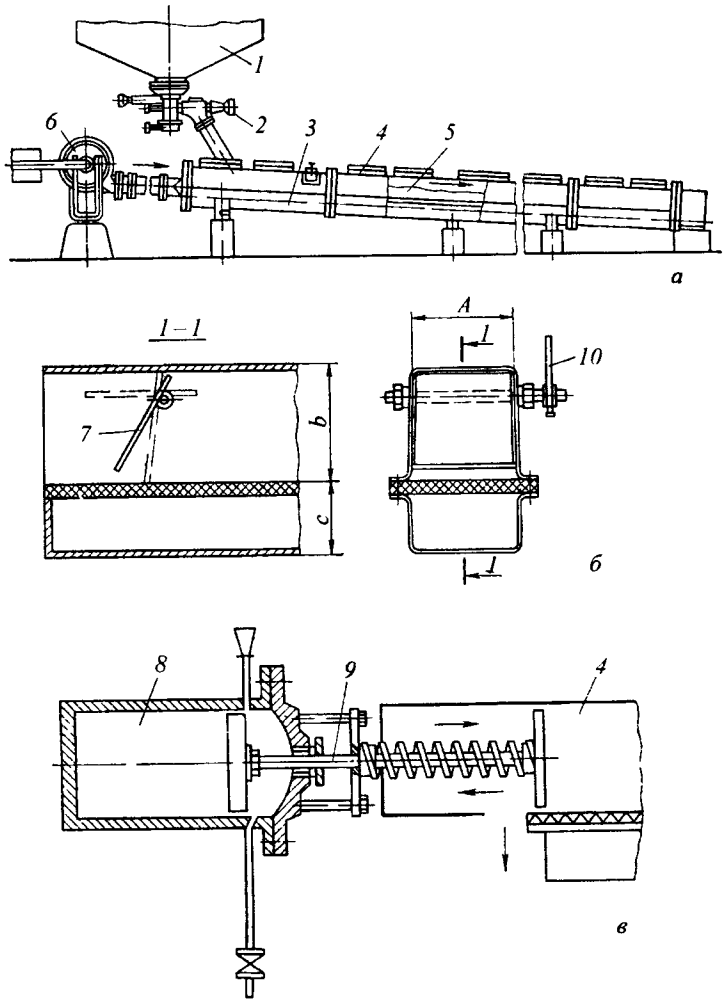


Рис. 20.22. Аэрожелобы:
а — конструктивная схема; *б*, *в* — запорные клапан и вентиль; *1* — бункер; *2* — выгружатель; *3* — секция; *4* — фильтр; 5 — перегородка; *6* — воздуходувка; *7* — клапан; *8* — устройство для сигнализации; *9* — затвор с пружиной; *10* — рукоятка

Таблица 20.9

Размеры желобов

Производительность, м³/ч	Расход воздуха, м³/мин	Размеры желобов, мм			Производительность, м³/ч	Расход воздуха. м³/мин	Размеры желобов, мм		
		A	*B*	*C*			*A*	*B*	*C*
8	4,0	100	100	50	50	16,5	250	150	75
10	6,0	150	100	50	75	25,0	300	200	75
25	8,0	200	150	75	100	30,0	350	250	75

В аэрожелобах в качестве пористых перегородок используют бельтинговую ткань (8 слоев), керамические плиты, асбест и пористую бронзу. Тканевые перегородки применяют при температурах материала не более 200–250 °С. Используют асбестовые перегородки. В случае абразивных материалов аэрожелобы работают с керамическими перегородками.

Керамические плитки легко обеспечивают прохождение воздуха в количестве 6 м³/мин на 1 м² при сопротивлении 0,015–0,025 Н/см². Воздух следует подводить в аэрожелоб через каждые 30–40 м. Скорость движения потока составляет 1–2 м/с. Если для дутья используют сжатый воздух, то под пористую перегородку укладывают трубки диаметром 18–25 мм с отверстиями размером 2–3 мм.

Наиболее распространены желоба с углом наклона 4–6°. Скорости движения аэросмеси на разгрузочном конце достигают 10 м/с. Колена резко снижают эффективность транспорта; минимальный радиус закругления 1,8 м. При углах наклона до 6° и скоростях движения в среднем до 2 м/с удельный расход энергии на аэрожелобах с высокой подачей находится в пределах 0,05–0,075 кВт·ч/т на 100 м; удельный расход воздуха на 1 м^2 площади равен 1,4–1,6 м^3/мин.

– СМЕШАННЫЙ ПЫЛЕТРАНСПОРТ

Имеет большое распространение на практике. Смешанный транспорт (рис. 20.23), как и комбинированные системы, применяется при необходимости транспортирования материала из большого числа точек на расстояние свыше 100 м. В этих случаях материал собирается механическими средствами транспортировки и одну точку, а затем при помощи высоконапорной системы транспортируется на большие расстояния.

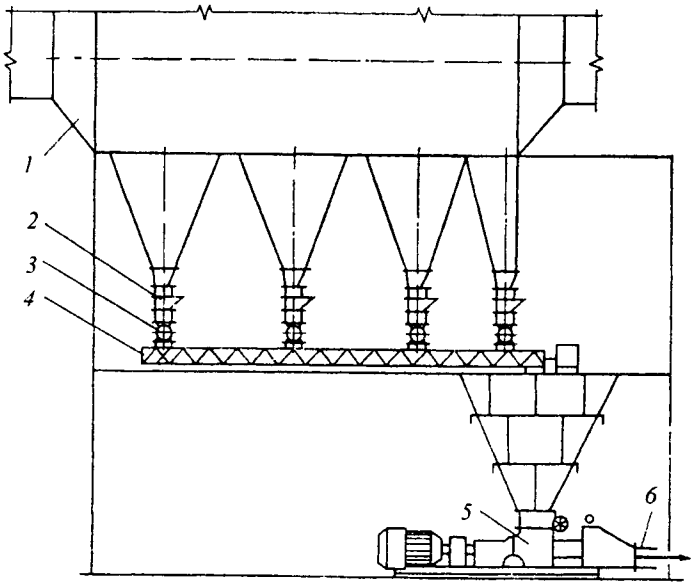


Рис. 20.23. Схема смешанного транспорта:
1 — электрофильтр; *2* — затвор; *3* — питатель; *4* — шнековый конвейер: *5* — винтовой насос; *6* — транспортный трубопровод

– ТРУБОПРОВОДЫ ДЛЯ ПНЕВМАТИЧЕСКОГО ТРАНСПОРТА

Для линий пневмотранспорта наиболее часто применяют цельнотянутые толстостенные трубы из обычных марок стали, а также трубы, футерованные каменным литьем. В последние годы используются трубы из низколегированных сталей, внедряются трубы из качественных сталей, а также стеклянные трубы (потери давления в стеклянных трубах меньше на 20 % по сравнению со стальными).

Для отвода статического электричества со стеклянных труб на их поверхность наносят токопроводящее покрытие, которое затем заземляют.

Пылезаборные устройства являются важными элементами трубопроводов (рис. 20.24). Устройство, показанное на рис. 20.24, *а* предназначено для всасывания из навала, устройство на рис. 20.24, *б* — для удаления пыли из бункеров. В последнем всасывающий трубопровод работает только при герметизированном затворе на сборном бункере и регулируемом вводе воздуха через насадку.

Колена и соединение труб. Эффективность эксплуатации трубопроводов определяется степенью трудоемкости монтажа и демонтажа, сроками службы труб и отводов. В трубопроводах невозможно избежать поворотов трассы, однако необходимо стремиться к тому, чтобы каждая линия

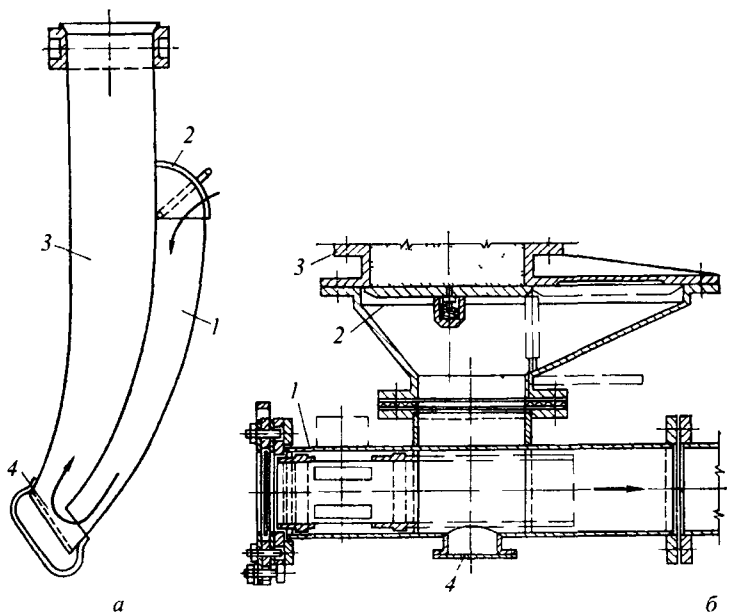


Рис. 20.24. Пылезаборные устройства:
а — угловое сопло: *1* — патрубок; *2* — регулировочный клапан; *3* — труба; *4* — решетка; *б* — комплексное сопло: *1* — регулируемая насадка; *2* — затвор; *3* — бункер; *4* — люк

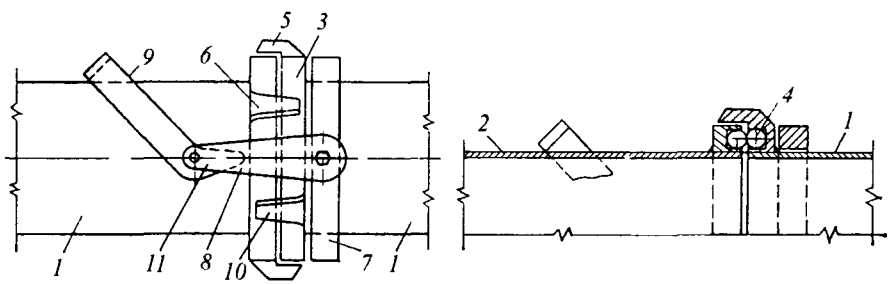


Рис. 20.25. Быстроразъемное соединение:
1 — труба; *2* — муфта; *3* — фланец; *4* — уплотнение; *5* — буртик; *6* — выступ; *7* — несущее кольцо; *8* — стяжка; *9* — серьга; *10* — выступ; *11* — упор

Таблица 20.10

Износостойкость труб и отводов, тыс. т. перемещаемого материала

Материал	мм	Прямые участки		Отводы в трассе	
		начальные	конечные	начало	конец
Глинозем	125	2500	1500	800	300
Песок	100	650	300	50	20
Горелая земля	100	600	250	40	14
Тонкомолотые порошки.	100	3000	1500	900	400
Концентраты:					
апатита	125	300	150	40	15
нефелина	125	80	50	12	5

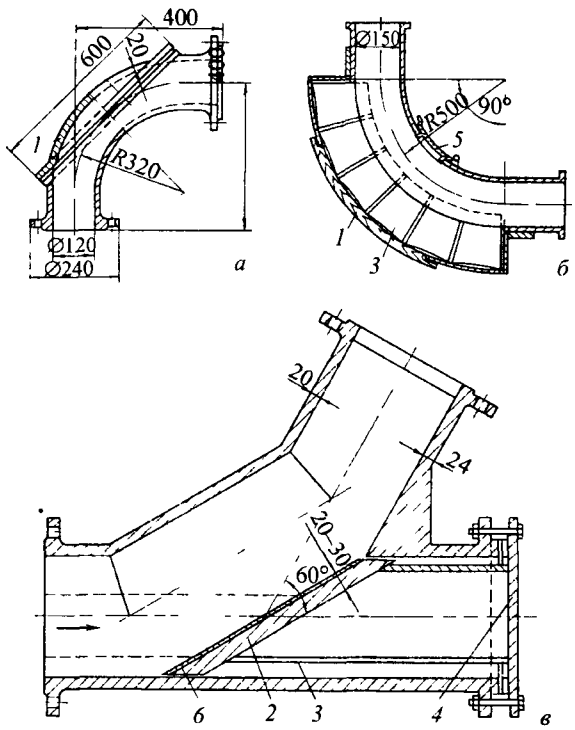


Рис. 20.26. Колена трубопроводов.
а — литое; *б* — литое с футеровкой, *в* — сварное с вкладышами; *1* — сегмент; *2* — плита; *3* — вкладыш и (с камнем); *4* — заглушка; *5* — люк: *6* — наплавки

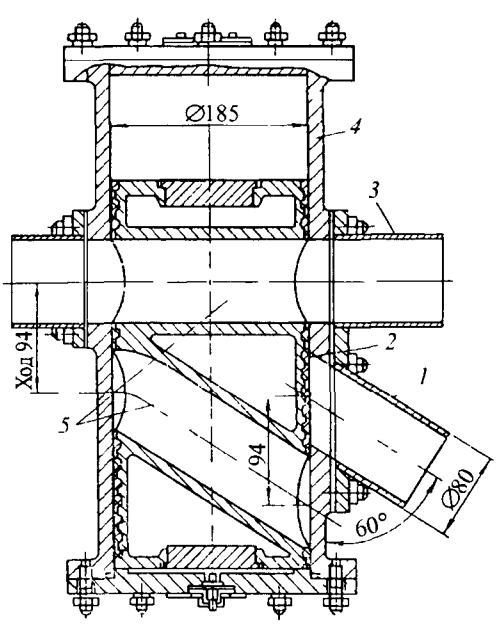


Рис. 20.27. Двухходовой переключатель:
1 — ответвление; *2* — уплотнение; *3* — труба, *4*— корпус; *5* — элемент

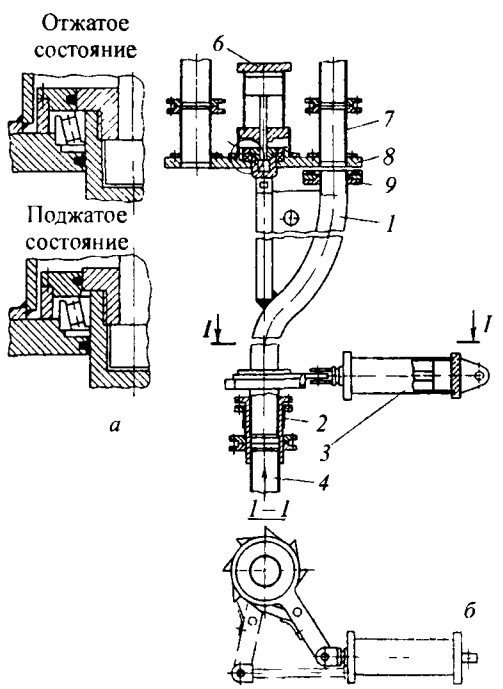


Рис. 20.28. Многоходовой переключатель револьверного типа:
а — подшипниковый узел поворотного отвода; *б* — продольный разрез, *1* — поворотный отвод; *2* — сальниковое устройство, *3* — пневмоцилиндр, *4* — труба; *5* — подшипниковый узел; *6* — пневмоцилиндр уплотнения; *7* — отводы, *8* — распределительный диск, *9* — уплотнительное кольцо

пневмотранспорта исполнялась с двумя коленами: одно — после питателя, другое — после подъема при направлении трубы к разгрузителю (бункеру). Важно обеспечить точную соосность труб. При зазорах в местах соединений более 1–2,5 мм резко снижается эффективность транспортирования — растет сопротивление и дополнительно измельчается пыль. Поэтому соединения труб целесообразно выполнять по типу конструкции, показанной на рис. 20.25.

Ориентировочные сроки службы труб толщиной δ = 7–10 мм и отводов (колен) δ = 12–16 мм можно определить из табл. 20.10.

Колена трубопроводов подвержены сильному износу, поэтому они имеет особую конструкцию (рис. 20.26).

Для пылевидных материалов предпочтительнее колена литые (рис. 20.26, *а*), футерованные резиной и камнем; применяют также сварные колена из обычных труб, вложенные в металлический каркас, куда заливают бетон или смесь цемента с корундом.

Можно применять и конструкцию с вкладышем (рис. 20.26, *б*). Такие колена отличаются высокой износостойкостью. При транспорте пыли колена футеруют резиной.

Лист резины, свернутый в виде рулона, вводится внутрь колена трубопровода. Лист крепят при помощи полуколец и винтов к вкладышу.

Переключатели. Служат для направления пыли в ответвления систем пневматического транспорта. В двухходовых переключателях (рис. 20.27) плотное запирание достигается использованием притертых металлических поверхностей, так как даже при незначительных неплотностях происходит утечка воздуха. Если ответвлений несколько, то применяют одномагистральную систему с простейшими переключателями: с подвижным резиновым рукавом, с выдвижной частью трубопровода.

Наиболее совершенный тип переключателя — многоходовой (рис 20.28). Особенностью его конструкции является совмещение операции шагового перемещения поворотного отвода с фиксацией переключателя на рабочих позициях, система уплотнения поворотного отвода к распределительному диску и блокировка золотников управления механизмами переключателя.

Переключатель состоит из поворотного отвода, составная ось которого вращается в подшипниковом узле (рис. 20.28) и сальниковом устройстве, распределительного диска, пневмоцилиндров шагового перемещения и фиксации поворотного отвода; пневмоцилиндра поворотного отвода к распределительному диску. Для шагового перемещения отвода из позиции на позицию (при холостом положении механизма уплотнения) через золотник управления сжатый воздух направляется в пневмоцилиндр, шток которого шарнирно связан с рычагом и собачкой храпового механизма.

Запорные устройства и регуляторы расхода. Для перекрытия линий пневматического транспорта применяют пробковые краны, управляемые либо вручную, либо дистанционно с помощью

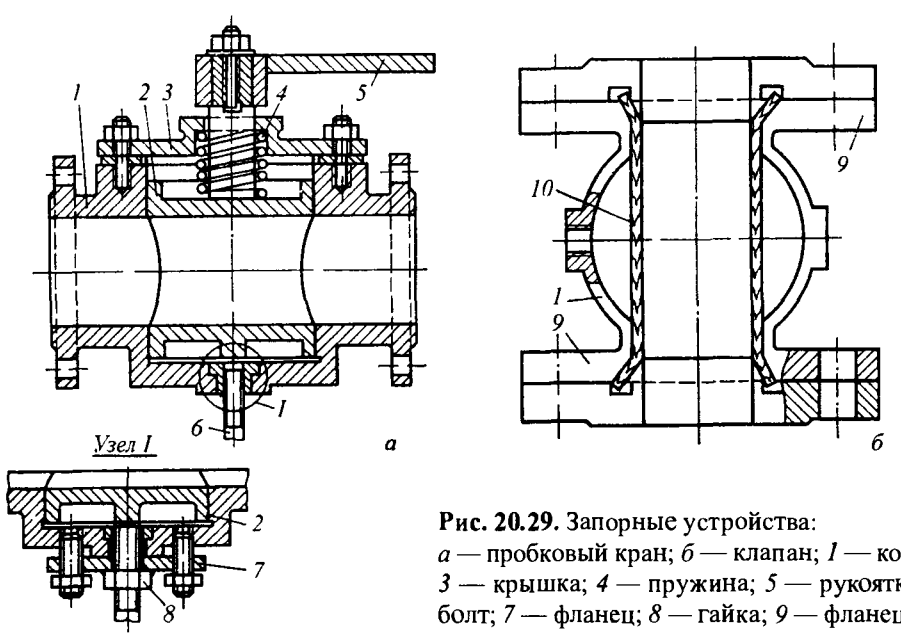


Рис. 20.29. Запорные устройства:
а — пробковый кран; *б* — клапан; *1* — корпус; *2* — пробка; *3* — крышка; *4* — пружина; *5* — рукоятка; *6* — отжимной болт; *7* — фланец; *8* — гайка; *9* — фланец; *10* — диафрагма

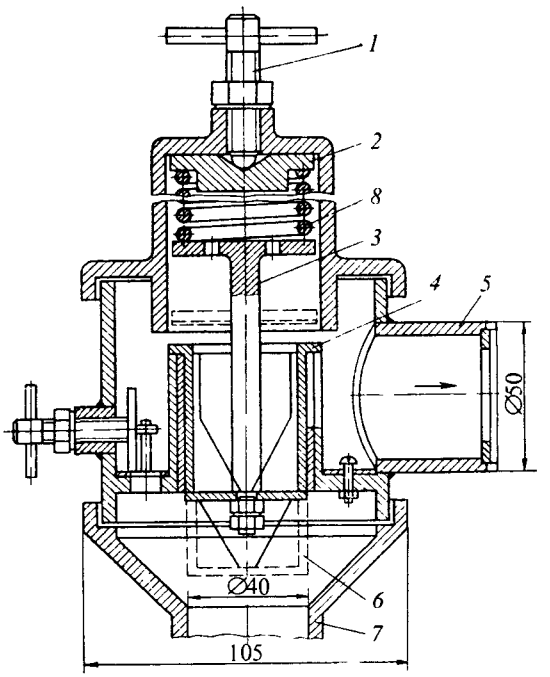


Рис. 20.30. Регулятор расхода воздуха конструкции Гипроцветмета:
1 — регулировочный винт; *2* — шайба; 3 — шток; *4* — клапан; *5* — канал; *6* — смотровое стекло; *7* — патрубок; *8* — пружина

пневмоцилиндров. Конструкция крана показана на рис. 20.29, *а*. Улучшенная конструкция отжимного болта для пробкового крана дана на том же рисунке (узел 1).

Для перекрытия трубопроводов служат также клапаны, устройство которых показано на рис. 20.29, *б*.

Регулирование расхода воздуха в линии пневмотранспорта может осуществляться посредством установки регулятора расхода, конструкция которого показана на рис. 20.30. С помощью регулировочного винта на этом устройстве устанавливается такое положение клапана, которое соответствует минимальному расходу воздуха в трубопроводе. При внезапном повышении давления в линии (при ее забивании) клапан поднимается, тем самым уменьшая дросселирование поступающего в линию воздуха.

– УСТРОЙСТВА ДЛЯ ВЫДЕЛЕНИЯ ПЫЛИ ИЗ ТРАНСПОРТИРУЮЩЕГО ЕЕ ВОЗДУХА. НАКОПИТЕЛЬНЫЕ БУНКЕРЫ И ДОННЫЕ ВЫГРУЖАТЕЛИ

Для выделения пыли в конце трубопровода пылетранспорта или его ответвлений монтируют устройства для выделения пыли из воздушного потока. К таким устройствам относятся разгрузители, имеющие большой объем для накопления пыли (рис. 20.31) и отделители (рис. 20.32), в которых изменяется направление запыленного воздуха и снижается его скорость, благодаря чему пыль (в основном крупные частицы) осаждается в емкостях этих устройств. Внизу емкости отделителей и разгрузителей снабжены либо клапанами, либо затворами для выпуска пыли. Существуют различные конструктивные решения разгрузителей и отделителей. В табл. 20.11 приведены некоторые данные отделителей по проектам Союзпроммеханизации.

Поскольку за отделителями (или разгрузителями) запыленность воздуха достигает 2–5 г/м^3 дальнейшая очистка воздуха происходит в пылеуловителях (циклонах и фильтрах). Эффективность отделения пыли от воздуха (степень очистки) для отдельных устройств характеризуется следующими данными, %:

Отделители 70–40
Рукавные фильтры 99–95
Циклоны 85–65
Скрубберы 99–85

Таблица 20.11

Техническая характеристика отделений

Показатели	Внутренний диаметр отделителя, мм		
	1600	2000	2500
Расход воздуха, м^3/с	2000	2500	3000
Максимальное сопротивление, Па	800	700	600
Масса, кг	1550	2190	5530
Высота, мм	3250	4430	5870

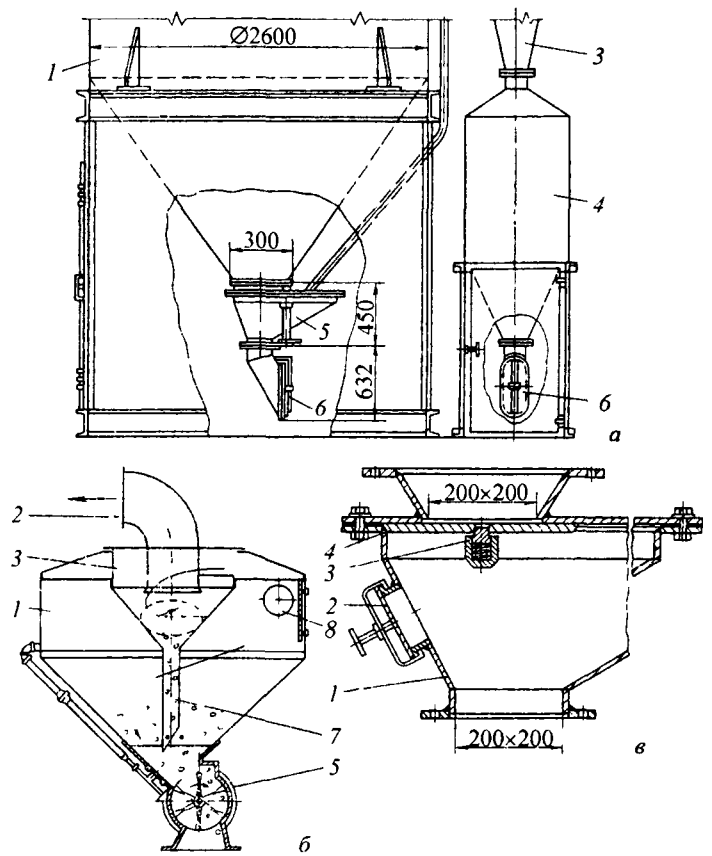


Рис. 20.31. Разгрузители:
а, б — с затвором и барабанным питателем соответственно: *1* — отделитель; *2* — воздухопровод; *3, 4* — циклон и сборник; *5* — затвор; *6* — клапан; *7* — патрубок; *8* — труба; *в* — затвор: *1* — корпус; *2* — люк; *3* — головка рычага; *4* — тарель

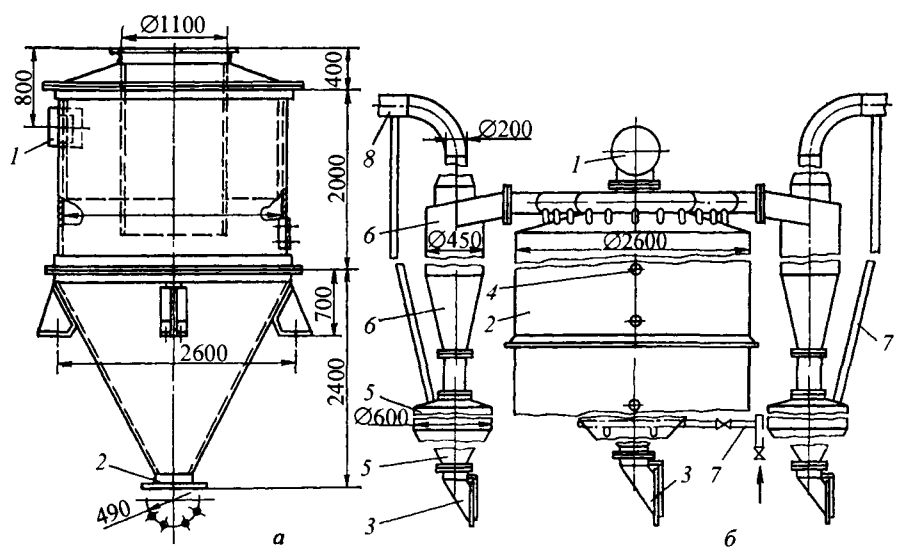


Рис. 20.32. Отделители для пневмотранспорта:
а — общая схема· *1, 2* — патрубки для подвода и выпуска; *б* — в компоновке: *1* — входной тройник; *2* — отделитель; *3* — клапан; *4* — пробка; *5* — сборник; *6* — циклон; *7* — трубки и пневмосеть; *8* — воздуховод

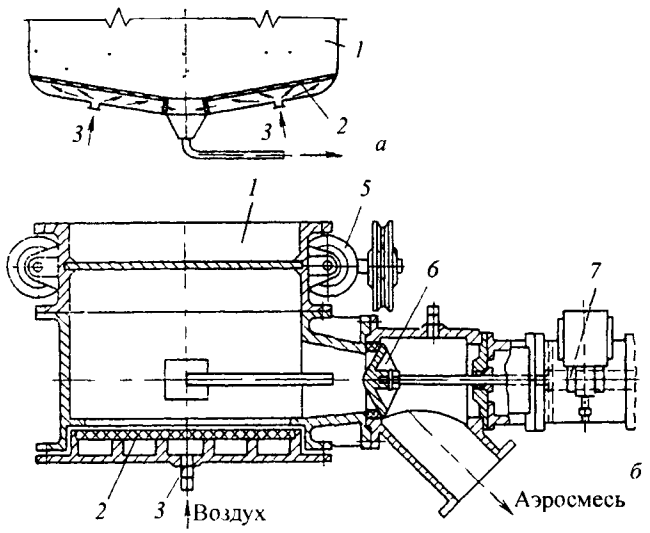


Рис. 20.33. Элементы конструкций бункеров:
а — днище с аэрирующими плитками; *б* — донный выгружатель; *1* — корпус; *2* — **плиты**; *3* — **патрубок**; *4* — побудитель; *5* — привод затвора; *6* — клапан; *7* — привод

Отделители (бункеры), циклоны и фильтры включаются в систему аспирации **и всегда находятся** под небольшим разрежением.

Для металлургического производства используют при сухих пылях пористые плиты, специальные фильтры типов ФВЦ, ФРН и ФРВ, а также скрубберы Вентури..

Помимо разгрузителей, для накопления больших количеств пыли служат бункеры. Их разгружают с использованием элементов пневмотранспорта в основном с аэрирующими плитами, которые часто располагают под углом 15° друг к другу (рис. 20.33, *а*). Широко применяют конструкции, в которых нижняя часть бункера выполнена аналогично устройству камерного пневматического питателя с использованием донного выгружателя (рис. 20.33, *б*).

20.3.3. МАССОВАЯ И ОБЪЕМНАЯ КОНЦЕНТРАЦИЯ ПЫЛИ В СИСТЕМАХ ПНЕВМОТРАНСПОРТА

Основной показатель, характеризующий, режим работы пневмотранспорта, — насыщенность потока воздуха частицами транспортируемого материала, т.е. концентрация смеси. Различают обычно массовую и объемную концентрации, понимая под этим отношения масс или объемов транспортируемого материала и транспортирующего этот материал воздуха. Массовая концентрация:

$$\mu = G_м/G_в,$$

где $G_м$ — масса транспортируемого за один час материала; $G_в$ — масса воздуха.

Объемная концентрация:

$$\delta = G_м\rho_в/(C_в\rho_м) = m\rho_в/\rho_м ,$$

где $\rho_в$ и $\rho_м$ — соответственно плотность воздуха и плотность материала.

Объемная концентрация характеризует смесь воздуха и материала, перемещаемую по трубопроводу. Так, если m = 15 и установка транспортирует пиритовый огарок (плотность частиц $\rho_м$ которого равна 1800 кг/м^3), то объемная концентрация δ = 1,5–1,2:1800.

Следовательно, по трубе перемещается смесь, в которой на 1 м^3 плотной массы огарка приходится ~100 м^3 воздуха. В пневмотранспортных установках коэффициент концентрации смеси изменяет-

ся в довольно широких пределах. Во всасывающих установках его величина ограничена величиной вакуума, при котором плотность воздуха обеспечивает перемещение материала. В связи с этим концентрация смеси во всасывающих установках обычно составляет 0,05–25 кг/кг. В нагнетательных установках, работающих с повышенным избыточным давлением, величина коэффициента концентрации смеси теоретически не ограничена и колеблется от 10 до 150 кг/кг и более.

Выбор коэффициента концентрации смеси определяет в значительной мере энергоемкость пневмоустановок и их габариты. Обычно при малых значениях m резко возрастает энергоемкость пневмоустановок, увеличивается количество перемещаемого воздуха, а вместе с этим и габариты всего пневмооборудования. Поэтому принимать малые концентрации для пневмоустановок невыгодно. При больших значениях m уменьшается удельный расход воздуха и, следовательно, расход энергии при эксплуатации. Однако при больших значениях m установки работают с повышенным давлением, в связи с чем значительно усложняются конструкции загрузочных устройств и появляется необходимость в компрессорных установках с устройствами для очистки воздуха от масловодяных паров.

Оптимальные значения концентрации смеси принимаются на основании опытных данных, полученных при многочисленных испытаниях действующих пневмоустановок.

Ниже приведены некоторые значения концентрации m смеси, кг/кг:

Апатитовый концентрат 20–30
Огарковая пыль 10–15
Флотационный колчедан 1,0
Колчеданный огарок 11,0–24,5
Угольная пыль 12

20.3.4. СКОРОСТЬ ТРАНСПОРТИРУЮЩЕГО ВОЗДУХА В ТРУБОПРОВОДАХ ПНЕВМАТИЧЕСКОГО ТРАНСПОРТА

Опыт эксплуатации пневмотранспортных систем показывает, что пыль надежно транспортируется по трубам при скорости воздуха, м/с:

Апатитовый концентрат 20–30
Антрацитовый штыб 25–35
Огарковая пыль от сжигания колчедана (из газоходов и электрофильтров) 14–15
Угольная пыль 8–15
Флотационный колчедан с влажностью 4 % 20–25
Колчедановый огарок (после печей) 15–18

Здесь при сложных (с большим количеством отводов и других местных сопротивлений) трассах трубопровода следует брать верхние пределы, а в обычных случаях — нижние.

Снижение скорости воздуха может приводить к завалам и забиваниям в системах пневмотранспорта.

Глава 21.
КОНТРОЛЬ И АВТОМАТИЗАЦИЯ ПЫЛЕУЛАВЛИВАЮЩИХ УСТАНОВОК [202]

21.1. ОСНОВНЫЕ КОНТРОЛИРУЕМЫЕ ПАРАМЕТРЫ

Технологический режим работы установок пылеулавливания определяется в основном параметрами очищаемых газов и улавливаемой пыли. К наиболее важным параметрам относятся: для газов — температура, давление (разрежение), расход, влажность, химический состав; для пыли — дисперсионный (гранулометрический) и химический состав.

Существенно важны данные о запыленности газов и степени улавливания пыли.

Параметры, определяющие режимы и показатели процесса пылеулавливания, условно можно разделить на входные, выходные и режимные.

К входным параметрам относят: температуру, давление (разрежение), расход, влажность, запыленность газов и дисперсность пыли, содержание в газах и пыли различных химических компонентов. Выходными параметрами являются запыленность и химический состав, температура, давление (разрежение) и расход газа, количество уловленной пыли.

К режимным параметрам относят: распределение газа между параллельно работающими пылеулавливающими аппаратами, их гидравлическое сопротивление, периодичность и интенсивность регенерации фильтровального материала (ткани и др.) или отряхивания системы электродов электрофильтров, напряжение и ток на коронирующих электродах электрофильтров и т.д.

Большинство параметров подлежит непрерывному автоматическому контролю, остальные — периодическому с применением лабораторной техники.

Свойства металлургических газов (агрессивность, влажность, высокие температуры, токсичность, большая запыленность, содержание смолистых веществ и т.д.) определяют повышенные требования к датчикам, импульсным линиям и регулирующим органам.

К настоящему времени ряд надежно работающих датчиков и приборов для автоматического контроля параметров и управления процессом пылеулавливания отсутствует. Так, в частности, нет датчиков контроля влажности, химического состава (по некоторым токсичным компонентам) для агрессивных и запыленных газов.

Погрешность измерений в большой степени зависит от конструкций узлов отбора газа и состояния импульсных линий. Следует иметь в виду, что конструкции узлов отбора давления (разрежения) сильно запыленных газов существенно отличаются от обычных узлов отбора общепромышленного назначения.

В системах автоматического управления пылеулавливающими установками в последнее время широко применяют системы приборов с универсальным токовым выходом 0–5 мА и универсальным пневматическим выходом 20–100 кПа.

Для контроля эффективности работы пылеулавливающих аппаратов особое значение имеет измерение запыленности газов до и после их очистки. Однако до настоящего времени запыленность газов в основном определяют с помощью аппаратуры периодического действия. Несколько моделей автоматических приборов для определения запыленности газов с регистрацией показаний получили ограниченное применение или находятся в стадии исследования.

Трудности автоматического прямого определения массы пыли, содержащейся в газовом потоке, т.е. взвешивания пыли на заключительном этапе определения запыленности газов, привели к разработке ряда косвенных методов, основанных на изменении и различных физическнх явлениях при изменении концентрации пыли в газовой среде.

21.2. АВТОМАТИЧЕСКИЕ ПРИБОРЫ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ЗАПЫЛЕННОСТИ ГАЗОВ КОСВЕННЫМИ МЕТОДАМИ

Автоматические регистрирующие приборы косвенного действия могут быть сгруппированы следующим образом:

1. Электрические приборы — измерение электрических зарядов осажденных в приборе частиц пыли.

2. Приборы с использованием фильтрации:

а) измерение гидравлического сопротивления слоя осажденной в приборе пыли;

б) фотоэлектрическое измерение фильтровальной бумаги с осевшим слоем пыли;

в) измерение интенсивности радиоактивного излучения в зависимости от массы осажденного слоя пыли.

3. Оптические приборы, основанные на измерении рассеяния и поглощения света.

Из перечисленных приборов весьма перспективны те, в которых при бесконтактном способе измерения массы пыли, осевшей на фильтре, используется просвечивание слоя пыли β-излучением радиоактивного изотопа. Достоинства этого способа в полной мере реализуются при низкоэнергетических источниках β-излучения: например, углерод-14 или прометий-147. Такие приборы позволяют измерять концентрацию ныли в газе независимо от ее химического и фракционного состава, а указанные источники β-излучения практически не представляют опасности для обслуживающего персонала.

Цикл измерения с помощью отечественных приборов с радиоактивным излучением состоит из следующих стадий:

1) измерение интенсивности β-излучения после прохождения через чистую фильтровальную ленту (из материала типа ФПП и др.);

2) концентрирование дисперсной фазы аэрозоля на фильтровальной ленте (напыление);

3) измерение массы пыли на фильтре;

4) обработка результата измерения с представлением информации в единицах измерения концентрации пыли (мг/м^3). Цикл измерения и работа приборов в целом происходят автоматически. Также разработаны отечественные автоматические электрические приборы для определения запыленности газов.

21.3. НЕКОТОРЫЕ АВТОМАТИЗИРУЕМЫЕ ПРОЦЕССЫ УСТАНОВОК ПЫЛЕУЛАВЛИВАНИЯ

21.3.1. ТЕМПЕРАТУРНЫЙ РЕЖИМ

Автоматическому регулированию чаще всего подлежит температурный режим пылеулавливающей установки и, в частности, температура газов на входе в пылеуловитель тонкой очистки (рукавный фильтр, электрофильтр). Эта температура регулируется изменением количества охлаждающего агента (воды, воздуха).

Если с помощью охлаждающих устройств невозможно снизить температуру газов до требуемой величины из-за резкого ее повышения или, например, аварийного прекращения подачи охлаждающей воды, то подачу газов в пылеуловитель прекращают и отводят их, минуя пылеуловитель.

21.3.2. МАНОМЕТРИЧЕСКИЙ РЕЖИМ

Манометрический режим пылеулавливающей установки автоматически регулируют для обеспечения в ней определенного разрежения или давления. Если газы охлаждают подсосом воздуха, то перед пылеуловителем (рукавным фильтром) поддерживают разрежение. В то же время в электрофильтрах, очищающих от пыли газы, направляемые на получение серной кислоты, во избежание чрезмерных подсосов воздуха, поддерживают небольшое положительное давление (до +50 Па). При

увеличении давления сверх этой величины газы могут выходить в атмосферу через неплотности в корпусе аппарата, что ухудшает санитарное состояние в цехе и, кроме того, вызывает загрязнение изоляторов. В некоторых случаях положительное давление поддерживают, чтобы избежать образования взрывоопасной газовой смеси из-за подсоса воздуха.

Гидравлическое сопротивление фильтровальной ткани в рукавных фильтрах можно поддерживать постоянным, если регенерация ткани (встряхивание, продувка) производится автоматически при достижении определенного значения сопротивления.

21.3.3. ОТРЯХИВАНИЕ ЭЛЕКТРОДОВ

В электрофильтрах автоматически выполняется отряхивание систем коронирующих и осадительных электродов, газораспределительных решеток, остукивание (вибрация) бункеров для пыли. Автоматическое регулирование высокого напряжения, подаваемого на коронирующие электроды, производится различными способами.

Следует автоматизировать отключение высокого напряжения, если поступающие на очистку в электрофильтр газы из металлургического агрегата по каким-либо причинам могут приобретать взрывоопасные свойства.

21.3.4. РАСПРЕДЕЛЕНИЕ ГАЗОВ

Большое значение имеет автоматическое распределение газов на установке, состоящей из ряда параллельно включенных пылеуловителей. В качестве регулирующего импульса можно использовать непосредственно измеренное количество (расход) газов, поступающих в отдельные аппараты, а в некоторых случаях их гидравлическое сопротивление, являющееся функцией расхода газов.

Рассмотренные задачи автоматизации пылеулавливающих установок далеко не исчерпывают всех встречающихся на практике проблем. Возможно применение устройства автоматической сигнализации при повреждении фильтровальной ткани в рукавных фильтрах, при падении давления воды, подаваемой в мокрые пылеуловители или охлаждающие скрубберы, при переполнении бункеров пылеулавливающей установки пылью и др.

21.4. НЕКОТОРЫЕ СЕРИЙНО ВЫПУСКАЕМЫЕ РЕГИСТРИРУЮЩИЕ, СИГНАЛЬНЫЕ И РЕГУЛИРУЮЩИЕ ПРИБОРЫ

21.4.1. ИЗМЕРЕНИЕ ТЕМПЕРАТУРЫ [203]

Измерение температуры при контроле пылеулавливающих установок и обследовании пылегазовых систем необходимо для обеспечения постоянства заданной температуры очищаемых газов в пылеуловителе, определения плотности газа и в других случаях.

В зависимости от диапазона температур и свойств пылегазовой фазы применяют технические стеклянные термометры, термометры термоэлектрические (термопары), термометры сопротивления, термометры манометрические.

Термометры термоэлектрические (термопары). Основные технические данные приведены в табл. 21.1. В термопарах типа ТХК. второй спай из копеля (К), т. е. сплава, содержащего 43–44 % Ni и 56–57 % Cu, в термопарах типа ТХА — из алюмеля (А), т. е. сплава, содержащего 95 % Ni + 5 % Al, Mn, Si; в термопарах типа ПП — из платинородия, т.е. 90 % P + и 10 % Rh.

Термометры (термопреобразователи) сопротивлении [204]. Отличаются высокой точностью измерения, стабильностью, малой инерционностью, большим техническим ресурсом. Термометры сопротивления, серийно выпускаемые в России, по материалу чувствительного элемента подразделяются на платиновые (ТСП) н медные (ТСМ). Каждая из этих групп в зависимости от конструкции арматуры включает различные типы.

Принцип действия термопреобразователей сопротивления основан на свойстве проводника (платины или меди) изменять свое сопротивление с изменением температуры.

Основные технические данные для некоторых типов термометров сопротивления приведены в табл.21.2, а на рис. 21.1 показан термометр сопротивления типов ГСП-6097 и ТСМ-6097.

Манометрические термометры. Широко применяются для измерения температуры газов, паров и жидкостей. Принцип действия основан на свойстве газов и жидкостей изменять давление и объем при изменении измеряемой температуры.

Основной элемент манометрических термометров — герметично замкнутая термосистема, состоящая из термобаллона, воспринимающего температуру измеряемой среды, соединительного дистанционного капилляра и упругого чувствительного элемента.

Манометрические термометры позволяют выполнять дистанционное измерение температуры без использования дополнительной энергии, отличаются простотой конструкции, большой надежностью в эксплуатации, наличием равномерной шкалы, взрывобезопасностью и нечувствительностью к внешним магнитным полям.

В России изготовляют газовые, жидкостные и конденсационные манометрические термометры.

Преимущества газовых термометров — относительная простота заполнения термосистемы, сравнительно малая температурная погрешность и наибольшая дистанционность соединительного капилляра.

Преимущества жидкостных термометров — малые инерционность и размеры термобаллона, что позволяет устанавливать термобаллон в трубопроводах разного диаметра.

Таблица 21.1

Основные технические данные термоэлектрических термометров [108]

Тип термометра	Пределы измерения, °С	Максимальные условные давления, МПа	Показатель тепловой инерции	Материал защитной арматуры (марка стали)	Длина защитной части, мм	Исполнение
ТХА-VIII	0–800 или 0–1000	4	3,5 мин	15Х25Т или 12Х18Н10Т	160, 200, 320, 400, 800, 1250	О, Э
ТХК-VIII	0–600	4	3,5 мин	20 или 12Х18Н10Т	160, 200, 320, 400, 800, 1250	О, Э
ТХА-XIII	0–800 или 0–1000	0,1	3,5 мин	Х25Т или 12Х18Н10Т	500, 800, 1000, 1250, 1600, 2000, 2500, 3200	О, Э
ТХК-XIII	0–600	0,1	3,5 мин	20 или 12Х18Н10Т	500, 800, 1000, 1250, 1600, 2000, 2500, 3200	О, Э
ТХК-400У	0–600	2,5	1,0 мин	12Х18Н10Т	80, 100, 120, 250, 320 (погруженная часть)	О, Э
ТХА-151	–50÷1000	0,1	Не нормирован	Без арматуры	340–3220	О
ТХК-151	–50–600	0,1	То же	То же	340–3220	О
ТХА-0515	–50÷900	6,4; 25,0; 50,0	10, 20, 40, 60, 120с	08Х20Н14С2 или 08Х13 или 12Х18Н10Т	120–2000	О, Э, Т
ТХК-0515	–50÷+600	6,4; 25,0; 50,0	10, 20, 40, 60, 120с	То же	120–200	О, Э, Т
ТПП-0555	0–1300	0,1	40 с	Алунд	320, 500, 800, 1000, 1250, 1600, 2000	О, Э, Т
ТПР-0555	300–1600	0,1	40 с	“	300, 500, 800, 1000, 1250, 1600, 2000	О, Э, Т

Примечание. 1. Область применения всех термометров, кроме ТПП-0555 и ТПР-0555, — жидкие и газообразные среды; термометров ТПП-0555 и ТПР-0555 — окислительные среды. 2. О — обычное, Э — экспортное, Т — тропическое.

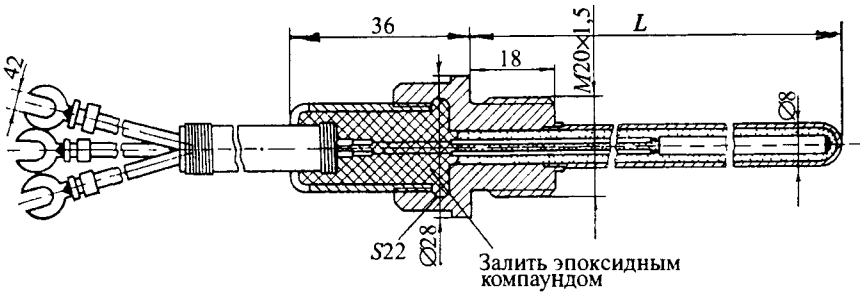


Рис. 21.1. Габаритно-присоединительный чертеж термометра сопротивления типов ГСП-6097 и ТСМ-Ц097

Таблица 21.2

Основные технические данные термометров сопротивления [108]

Тип термометра	Диапазон измеряемых температур, °С	Показатель тепловой инерции, с	Максимальное условное давление, МПа	Материал защитной арматуры (марка стали)	Защищенность от внешней среды	Длина монтажной части L, мм	Область применения
ТСП-5071	–200 до –600	40	0,4; 6,4	08Х13, 12Х18Н10Т	Водозащищенная головка	120–2000	Газообразные и жидкие химически неагрессивные и агрессивные среды, не разрушающие защитную арматуру
ТСМ-5071	–50 до +150	40 20	0,4 0,6	08Х13	То же	120–2000	
ТСП-5081-01	–50 до +200	9	32	12Х18Н10Т, 08Х17Н16М3Т, 10Х17Н13М2Т, 08Х13, сплав ВТ-1-0	Брызгозащищенная, взрывоопасная головка	80–500	Агрессивные газообразные среды при скорости до 40 м/с
ТСП-6097	–50до +250	9; 30	0,4; 4	08Х19, 12Х18Н10Т	Водозащищенная головка или без головки	80–500	Газообразные и жидкие среды
ТСМ-6097	–50 до +150	20; 30	0,4; 4	08Х13, 12Х18Н10Т	Без головки	80–500	
ТСП-75-01	–50 до +200	30	25; 50	08Х13	Взрывозащищенная головка	100–500	Газообразный аммиак, азотоводородная смесь, природный газ, концентрированный газ
ТСМ-75-01	–50 до +150	30	25; 50	08Х13	То же		
ТСП-8051	–200 до –500	20	6,4; 2,5; 50	08Х13	Водозащищенная, взрывозащищенная головка	120–500	Процессы переработки природного газа

Преимущества конденсационных термометров — небольшая температурная погрешность при изменении температуры окружающей среды и сравнительно малые размеры термобаллона.

Манометрические термометры подразделяют на следующие основные группы:

1) самопишущие одно и двухзаписные на дисковой диаграмме: ТГС-711, ТГС-712, ТГ2С-711, ТГ2С-712 и жидкостные типов ТЖС-711, ТЖС-712, ТЖ2С-711, ТЖ2С-712;

2) датчики электрические с силовой компенсацией ГСП — газовые типа ТДГ-Э и жидкостные типов ТДЖ-Э;

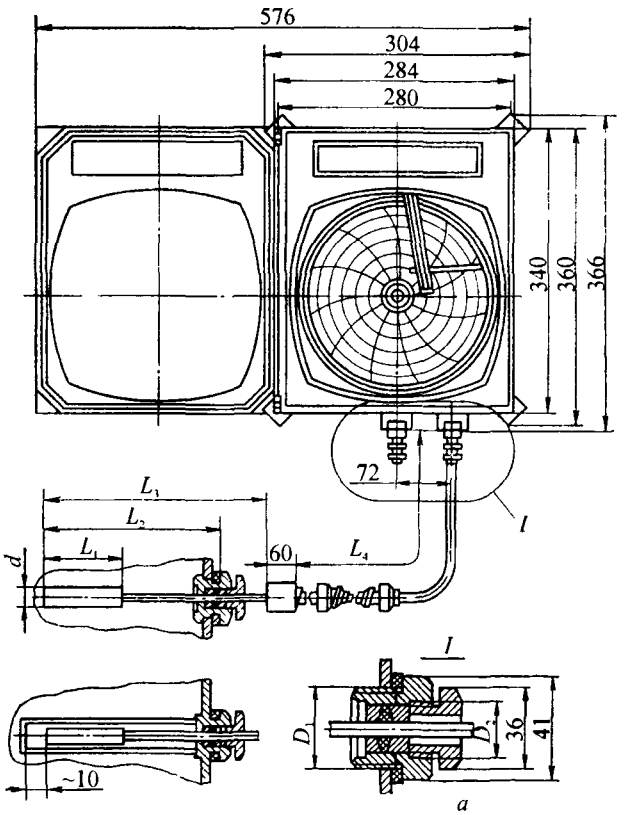


Рис. 21.2. Габаритно-присоединительный чертеж манометрического термометра типа ТГ2С-711:
а — установка термобаллона с защитной гильзой

3) датчики пневматические с силовой компенсацией ГСП — газовые типа ТДГ-П и жидкостные типов ТДЖ-П;

4) показывающие газовые типа ТПГ4 и жидкостные ТПЖ4;

5) показывающие с пневматическим выходным сигналом — газовые типа ТПГЧ-V и жидкостные типа ТПЖЧ-V;

6) показывающие с электрическим выходным сигналом — газовые типа ТПГЧ-VI и жидкостные типа ТПЖЧ-VI.

В [205] приведены основные технические данные манометрических термометров. На рис. 21.2 показан термометр типа ТГ2С-711.

21.4.2. ИЗМЕРЕНИЕ СТАТИЧЕСКИХ НАПОРОВ И РАЗНОСТИ НАПОРОВ

Для измерения и записи расхода (расходомеры) по разности напоров, собственно разности напоров и значений самих напоров применяют большое число приборов. Технические данные некоторых из них — см. табл. 21.3.

Верхние пределы измерения для расходомеров выбирают кратными из ряда чисел: 1; 1,25; 1,6; 2; 2,5; 3,2; 4; 5; 6,3; 8. Единицы измерения расхода могут иметь одно из следующих наименований: кг/с, кг/ч, т/ч, $м^3$/ч, л/ч.

Все дифманометры, приведенные в табл. 21.3, выполненные для умеренного и тропического климата, могут изготавливаться в экспортном варианте. Исключение составляют дифманометры типа ДПМ, которые в тропическом исполнении не изготовляют.

Дифманометры рассчитаны для работы при температуре окружающей среды 5–50 °С, относительная влажность при этом не должна превышать 80 %.

Привод диаграмм самопишущих приборов осуществляется от синхронного микродвигателя переменного тока напряжением 220 В, 50 Гц. Приборы с приводом диаграммы от часового механизма

Таблица 21.3

Приборы для измерения разности напоров

Объект измерений, статическое давление, кгс/см^2	Показывающие регулирование							Верхний предел измерений, кгс/см^2	Основная погрешность	Принцип измерений
	без дополнительного выхода	сигналы непрерывные		регулирование позиционное	суммирование	без дополнительного выхода	регулирование по ПИ-закону (пневматика)			
		0–5 мА	0,2–1,0 кгс/см^2							
Газы, пар, жидкость										
63; 160	ДСП-780Н	ДСП-786Н	ДСП-787Н	ДСП-778Н*[1]	ДСП-718Н*[2] ДСС-712Н*[2] ДСС-732Н*[2]*[4]	ДСС-734Н*[2]*[4] ДСС-734чН*[2]*[4] ДСС-710Н ДСС-710чН	ДС-711Р-1*[2] ДС-712Р-1*[2]	0,069–0,63	1,0; 1,5	Деформация упругого чувствительного элемента
63; 320	ДСП-780В	ДСП-785В	ДСП-787В	ДСП-778В	ДСП-781В*[1] ДСС-712В*[1] ДСС-732В*[1]*[4]	ДСС-734В*[1]*[4] ДСС-734чВ*[1]*[4] ДСС-710В ДСС-710чВ	ДС-711В-2*[1] ДС-712В-2*[4]	0,4–1,6		
63; 250	ДП-780 ДП-780Р*[2]		ДП-787Р*[2]	ДП-778Р*[2]	ДП-781Р*[2] ДП-712Р *[2]	ДП-710Р*[a] ДП-710чР*[2]		0,063–1,0	1,0	Поплавковый
Агрессивные газы										
			ДП-787	ДП-778		ДП-710 ДП-710ч		0,063–1,0		
2,5	ДПМ-780 ДПМ-780Р*[2]		ДПМ-787 ДПМ-787Р*[2]		ДПМ-712Р*[2]	ДПМ-710 ДПМ-710ч ДПМ-710Р*[a] ДПМ-710чР*[2]		0,04	1,0; 1,5	
63	ДТНМП-100				ДСКС-712-3*[3]	ДСКС-710-3*[3] ДСКС-710ч-3*[3]		0,063–0,25	4,0	Деформация упругого чувствительного элемента
					ДСКС-712-4*[3]			0,4–1,6		
Газы не агрессивные по отношению к стали, алюминиевым и медным сплавам										
								0,002–0,2	2,5	
	ДТмМП-100 ДНМП-100					ДСКС-710-4*[3] ДСКС-710ч-4*[3] алюминиевым и медным		0,004–0,4		

*[1] Прибор осуществляет трехпозиционное регулирования и сигнализацию. *[2] Применяются только в качестве расходомеров. *[3] Применяются для измерения расхода; осуществляет коррекцию по температуре и давлению при отклонении последних от величин, применяемых. при расчете сужающего устройства. *[4] Прибор производит дополнительную запись избыточного давления.

с восьмисуточным заводом в обозначении типа имеют индекс "ч". Время одного оборота диаграммы составляет 12 и 24 ч.

21.4.3. ПРИБОР РЕГУЛИРОВАНИЯ НАГРЕВА ИЗОЛЯТОРОВ ЭЛЕКТРОФИЛЬТРОВ

Прибор регулирования нагрева изоляторов типа ПРН предназначен для управления, сигнализации и автоматического регулирования режима работы группы электронагревателей изоляторных коробок электрофильтра. Прибор работает совместно с тремя тепловыми реле, одно из которых размыкает контакты при снижении температуры в изоляторной коробке ниже минимально допустимой, другое — при достижении минимальной рабочей температуры и третье — при достижении максимальной рабочей температуры.

Прибор регулирования дает возможность осуществлять как автоматическое управление работой электронагревателей, так и ручное (местное и дистанционное).

Режим работы электронагревателей регулируется в пределах от минимальной до максимальной рабочей температуры, на которые настроены тепловые реле. Прибор регулирования сигнализирует о снижении температуры в изоляторных коробках ниже минимально допустимой и подаче напряжения на электронагреватели. Аварийная сигнализация срабатывает при снижении температуры в изоляторных коробках ниже минимально допустимой.

Прибор регулирования имеет четыре канала управления работой электронагревателей. Каждый канал состоит из блока управления и коммутирующих элементов, рассчитанных на общую мощность электронагревателей не выше 16 кВт и питающихся трехфазным переменным током напряжением 380 В и частотой 50 Гц или напряжением 380, 400, 415, 440 В при частоте 60 Гц. Цепи управления прибора питаются от сети однофазного переменного тока частотой 50 Гц напряжением 220 В или частотой 60 Гц и напряжением 220, 230, 2.40, 250 В.

Конструктивно прибор регулирования ПРН выполнен на базе унифицированной стойки КЗ СС1-4 УЗ, в которой размещены блоки управления и коммутирующие элементы. Прибор входит составной частью в систему комплексного управления электрофильтрами (СКИФ).

21.4.4. ПРИБОР АВТОМАТИЧЕСКОГО УПРАВЛЕНИЯ МЕХАНИЗМАМИ ВСТРЯХИВАНИЯ И ВИБРАЦИИ (ТИПА ПВВ)

Прибор предназначен для задания программы работы и выдачи исполнительных команд электроприводам механизмов встряхивания электродов и электроприводам вибраторов бункеров электрофильтра.

Прибор позволяет автоматически управлять работой электроприводов механизмов встряхивания электродов и вибрации бункеров по определенной временной программе, включающей время работы привода и время паузы. Он дает возможность осуществлять местное и дистанционное ручное управление приводами, выполнять технологическое отключение цепи питания приводов. Кроме того, прибор ПВВ позволяет производить аварийное отключение цепи питания приводов (при размыкании внешнего контакта) и имеет световую сигнализацию этого отключения.

Прибор ПВВ состоит из блоков управления работой приводов механизмов встряхивания осадительных электродов и газораспределительных решеток, блоков управления работой приводов механизмов встряхивания коронирующих электродов и блоков управления работой приводов вибраторов бункеров электрофильтра.

Каждый блок управления позволяет коммутировать один привод механизма встряхивания осадительных электродов мощностью 0,6 кВт, до четырех приводов механизмов встряхивания коронирующих электродов мощностью до 0,6 кВт и 6–8 вибраторов бункеров мощностью по 0,4 кВт.

Прибор ПВВ выполнен на базе унифицированной стойки КЗСС1-4 УЗ. В каждый блок входят силовой коммутирующий элемент, программное устройство, цепи управления и сигнализации аварийного и технологического отключения. На передней панели блока управления расположены следую-

щие органы управления и сигнализации: кнопка включения напряжения питания блока, кнопки ручного управления приводами «пуск» и «стоп», переключатель ручного и автоматического управления, переключатель местного и дистанционного управления, переключатель уставки времени паузы в работе привода, переключатель уставки времени работы привода, сигнальная лампа работы блока, сигнальная лампа аварийного режима работы блока.

Питание цепей управления прибора ПВВ осуществляется от сети переменного однофазного тока напряжением 120 В частотой 50 Гц или напряжением 220, 230, 240, 250 В частотой 60 Гц. Питание электроприводов производится переменным трехфазным током напряжением 380 В частотой 50 Гц или напряжением 380, 400, 415 и 440 В и частотой 60 Гц.

Прибор входит в систему комплексного управления электрофильтрами (СКИФ).

21.4.5. ПРОГРАММНОЕ УСТРОЙСТВО УПРАВЛЕНИЯ РЕГЕНЕРАЦИЕЙ РУКАВНЫХ ФИЛЬТРОВ ПУРФ-1М ДЛЯ РУКАВНЫХ ФИЛЬТРОВ ТИПА ФРКИ И ФРКДИ

Программное устройство ПУРФ-1М позволяет контролировать срабатывание электромагнитных клапанов системы регенерации фильтров ФРКИ и ФРКДИ. С его помощью регенерация может быть проведена в ручном и в автоматическом режиме. Ручное управление производится нажатием кнопки соответствующего канала управления, автоматическое — по временной программе.

Технические данные

Число каналов управления ..... 6, 12, 18 или 24
Число электромагнитов, подключаемых к одному каналу 1–6
Максимальная мощность нагрузки одного выхода
во время импульса, В·А 900
Коммутируемое напряжение на выходе ..... 220 В, 50 Гц
Длительность импульса управления, с ..... 0,2±20 %
Длительность паузы между импульсами управления
(плавно регулируется), с 5–600
Точность установки временных интервалов, % ..... ±20

Питание от сети переменного тока ..... 220^{+10}_{-15} В, 50 Гц

Максимальная мощность, потребляемая от сети, В·А:
в момент импульса 900
между импульсами 30
Габаритные размеры, мм ..... 357×191×319
Масса, кг ..... ≤10

Программное устройство ПУРФ-1М состоит из блоков: задающего, тиристоров и питания. Число блоков тиристоров определяется типоразмером программного устройства и может доходить до четырех.

Задающий блок служит для создания электрических импульсов длительностью 0,2 с, пауза между которыми может плавно регулироваться от 5 до 600 с. Блок содержит переключатель, который устанавливает ручной режим работы и определяет число управляемых выходов при автоматическом режиме работы.

Блок тиристоров служит для преобразования сигналов управления, поступающих от задающего блока, в импульсы напряжения величиной 220 В, которое подается на электромагнитные клапаны. Коммутация цепей осуществляется тиристорами.

Для повышения надежности работы тиристоров питающее напряжение электромагнитных клапанов фазируется. При правильном подключении напряжения на передней панели блока питания загорается сигнальная лампа "фазировка".

При открывании тиристора в цепи какого-либо электромагнитного клапана на время действия импульса загорается индикатор "нагрузка" блока питания и индикатор на соответствующем тирис-

торном блоке. Это свидетельствует о прохождении импульса управления на тиристор и выходного импульса 220 В через тнристор на электромагнитный клапан.

21.4.6. АНАЛИЗ ГАЗОВ

Обычно полный химический состав очищаемых от пыли газов определяют при проведении различных технологических процессов; анализ газов ведут с помощью автоматических газоанализаторов.

На показатели работы систем пылеулавливания (режим, эффективность и др.) влияет содержание в газах оксидов серы (SO_2, SO_3), паров и туманов различных кислот, а также взрывоопасных газообразных компонентов (например, CO).

Анализ газов на содержание в них CO_2, O_2 и SO_2 часто используют для определения подсосов атмосферного воздуха в газоходах и аппаратах систем пылеулавливания, так как абсолютное количество этих газообразных компонентов в газах, очищаемых в системе пылеулавливания, практически сохраняется неизменным, а меняется лишь концентрация этих компонентов на входе и выходе системы пылеулавливания или отдельного аппарата.

Анализ газов на CO_2 и O_2 часто ведут с помощью переносных химических газоанализаторов ГХ-1 (Орса) или ГХП-3М. Реже для этой цели применяют автоматические газоанализаторы. Ниже описаны магнитные газоанализаторы.

Магнитные газоанализаторы. Магнитная восприимчивость смеси газов определяется суммой магнитных восприимчивостей входящих в нее составляющих газов. В большинстве случаев магнитная восприимчивость смеси однозначно определяется содержанием кислорода, так как он является парамагнитным и обладает магнитной восприимчивостью, значительно отличающейся от этого параметра остальных компонентов газовой смеси.

При действии неравномерного магнитного поля около нагретого тела возникает термомагнитная конвекция парамагнитной составляющей газовой смеси (кислорода), направленная в сторону более слабого магнитного поля. Величина конвекции пропорциональна концентрации кислорода. Движение газа изменяет теплоотдачу нагревательного элемента (термоэлемента) и влияет на его температуру и сопротивление. Термоэлемент включен в компенсационно-мостовую схему измерения, которая непрерывно показывает объемную концентрацию кислорода в анализируемом газе.

Газоанализатор на кислород типа МН5106 представляет собой стационарный прибор, предназначенный для непрерывного измерения объемной концентрации кислорода в дымовых газах котельных установок.

Газ для анализа отбирается непосредственно из газохода или из шунтирующей трубы, по которой отводится часть газа. Для отбора газа служит керамический фильтр (рис. 21.3). Перед вводом в датчик анализируемый газ должен быть охлажден и очищен от механических и химических примесей и иметь определенное влагосодержание. От керамического фильтра газ попадает в блок очистки (рис. 21.4), где проходит через холодильник и химический фильтр для очистки от сернистого газа. Холодильник охлаждается водопроводной водой. В нижней части перегородки фильтра имеется отверстие для прохода газа. Избытки конденсационной воды из химического фильтра удаляются с помощью трубки через гидрозатвор, далее газ проходит через тканевый фильтр тонкой очистки, через индикатор расхода и попадает в датчик, содержащий термоэлементы.

Компенсационно-мостовая схема измерения газоанализатора состоит из рабочего и сравнительного мостов. По термоэлементам рабочего моста проходит анализируемая смесь газов. Термоэлементы сравнительного моста сообщаются через фильтры с воздухом. Разность напряжений, снимаемая с диагоналей мостов, воздействует на двигатель, перемещающий реохорд, и восстанавливает равновесие моста. В газоанализаторе используется электронный автоматический мост КСМ2-024. Газ просасывается через газоанализатор водоструйным насосом. Для контроля давления служит жидкостный манометр.

Технические данные газоанализатора МН5106

Диапазон измерения, % (по объему) 0–10
Класс точности 2,5

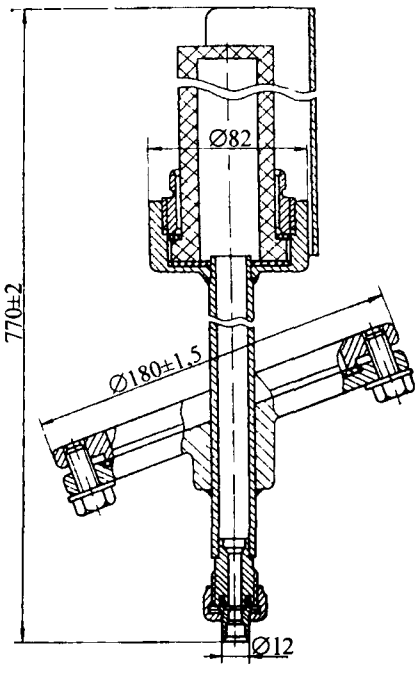


Рис. 21.3. Керамический фильтр газоанализатора типа МН 5106

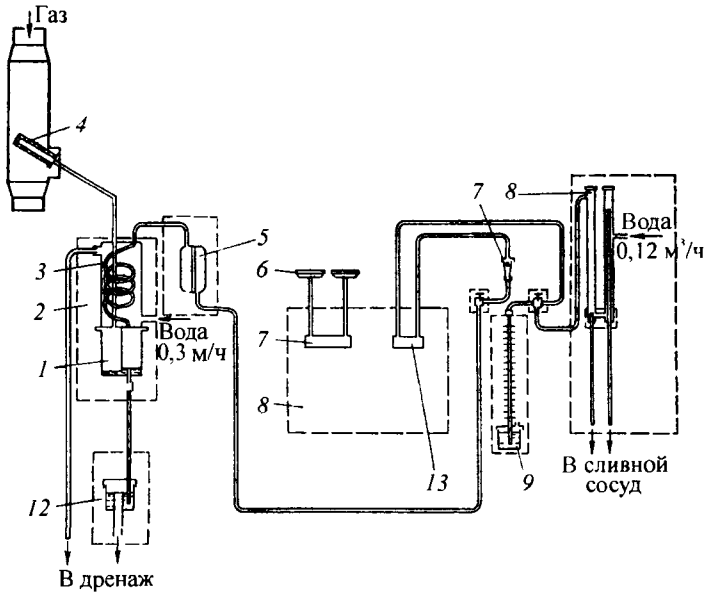


Рис. 21.4. Газовая схема газоанализатора МН 5106:
1 — фильтр очистки; *2* — блок очистки; 3 — холодильник; *4* — керамический фильтр; 5, 6 — фильтры; 7 — индикатор расхода; *8* — водоструйный насос; *9* — манометр; *10* — воздушная камера сравнительного моста; *11* —датчик; *12* — сливной сосуд; *13* — рабочая камера

Время переходного процесса, с	≤30
Время установления теплового равновесия (прогрева) газоанализатора, ч	≤1
Наработка на отказ, ч	≤10000
Температура газов в месте отбора пробы, °С	≤600
Температура окружающего воздуха, °С	5–50
Относительная влажность окружающего воздуха, %	≤95
Атмосферное давление, кПа	90,6–104,6
Напряжение питания, В	220
Частота, Гц	50
Потребляемая мощность, В·А	60

21.4.7. ИНДИКАТОРЫ УРОВНЯ

Радиоактивные датчики — реле уровня (гамма-реле) предназначены для автоматической бесконтактной сигнализации о достижении сыпучими, твердыми или жидкими материалами заданного уровня.

Принцип работы гамма-реле основан на изменении интенсивности потока γ-излучения при изменении плотности среды, через которую он проходит. Источник и датчик гамма-реле устанавливают на противоположных сторонах снаружи контролируемого объекта на заданном уровне. Увеличение или уменьшение потока γ-излучения вызывает срабатывание гамма-реле.

В состав гамма-реле входит источник γ-излучения, датчик, электронный блок и блок управления. Источник γ-излучения помещен в защитную чугунную оболочку, залитую свинцом, и имеет регулирующий механизм для установки в рабочее и нерабочее положение. Гамма-кванты в датчике воспринимаются газоразрядным счетчиком, импульсы которого усиливаются и подаются в электронный блок. Блок управления предназначен для контроля и управления работой гамма-реле.

Промышленность выпускает одноканальные (с одним источником излучения и датчиком) гамма-реле типа ГР-6 и двухканальные (с двумя источниками излучения и датчиками) — типа ГР-7. Они

могут иметь водозащищенное исполнение; с водяным охлаждением (к обозначению типа гамма-реле в этом случае добавляется индекс "В") и взрывозащищенное исполнение (добавляется индекс "С") [203].

В качестве источника γ-излучения применяют радиоактивный изотоп ^{137}Cs. Мощность экспозиционной дозы γ-излучения на поверхности источника не превышает $7{,}2 \cdot 10^{10}$ А/кг и на расстоянии 1 м от него $0{,}21 \cdot 10^{-10}$ А/кг. Минимальный электрический порог срабатывания — не более 20 имп/с, максимальный — не менее 300 имп/с. Основная обобщенная нестабильность порога срабатывания — не более ±10 %. Безопасное расстояние от блока источника составляет от 0,2 до 0,8 м в зависимости от активности источника. Максимальная длина кабеля, соединяющего электронный блок с датчиком, 150 м. Питание гамма-реле осуществляется от сети напряжением 220 В ±10% частотой 50 Гц. Потребляемая мощность одноканальных гамма-реле 35 В·А, двухканальных 45 В·А. Выход гамма-реле допускает подключение цепей переменного тока при безиндуктивной нагрузке мощностью до 500 В·А при напряжении до 380 В и токе не более 5 А.

Пневматический индикатор уровня пыли ИУПП-1 предназначен для контроля уровня сыпучего материала в бункерах пылеулавливающих аппаратов, работающих под разрежением до 2 кПа при температуре от — 20 до +300 °С.

Пневматический индикатор уровня пыли состоит из датчика и передающего преобразователя. В датчике происходит воздействие контролируемой среды на импульсы давления, поступающие от передающего преобразователя. Датчик выполнен в виде консольной балки с конической втулкой на конце, под которой расположены два соосных сопла, направленные навстречу друг другу. На другом конце датчика имеется фланец для крепления к боковой стенке бункера. От сопел отходят две трубки, которые с помощью пневматических трасс соединяются с передающим преобразователем.

Передающий преобразователь генерирует импульсы давления, осуществляет логический анализ совпадения импульсов на срезе двух сопел и сигнализирует о наличии сыпучего материала на уровне датчика. Выходной сигнал индикатора уровня пневматический дискретный в виде "1" и "0". Средний расход воздуха составляет 0,3 $м^3$/ч. Датчик от передающего преобразователя должен располагаться не дальше 150 м. Габаритные размеры датчика: ∅110×500 мм. Передающий преобразователь имеет размеры 210×230×90 мм. Масса пневматического индикатора уровня 10 кг.

Приложение 1.

Давление водяных паров и влагосодержание газов при насыщении и давлении смеси 101,3 кПа

Температура, °С	Парциальное давление, кПа	Влагосодержание, г/м^3		Температура, °С	Парциальное давление, кПа	Влагосодержание, г/м^3	
		действительных влажных газов (плотность паров)	сухих газов			действительных влажных газов (плотность паров)	сухих газов
0	0,61	4,84	418	55	15,7	104,3	148
5	0,865	6,8	7,0	60	19,9	130	196
10	1,22	9,4	9,8	65	24,9	161,1	265
15	1,70	12,8	13,7	70	31,0	197,9	361
20	2,33	17,3	18,9	75	38,4	241,6	499
25	3,16	23,0	26,0	80	47,3	293	716
30	4,23	30,4	35,1	85	57,6	353	1092
35	5,62	39,6	47,3	90	70,0	423	1877
40	7,35	51,1	63,1	95	85,0	504	4381
45	9,5	65,4	84,0	100	101	597	—
50	12,3	83,0	111.4				

Приложение 2.

Основные физические свойства газов

Газ	Плотность при 0 °С и давлении 101,3 кПа, кг/м^3	Относительная молекулярная масса	Газовая постоянная, Дж/(кг·К)	Удельная теплоемкость при 20 °С и давлении 101,3 кПа, кДж/(кг·К)		Вязкость при 0 °С и давлении 101,3 кПа	
				c_p	c_v	$\mu \cdot 10^6$, Па·с	C*
Азот N_2	1,2507	28,02	297	1,04	0,745	17	114
Аммиак NH_3	1,771	17,03	488	2,24	1,67	9,18	626
Воздух	1,293	(28,95)	288	1,01	0,72	17,5	124
Водород H_2	0,08985	2,016	4130	1,42	1,01	8,42	73
Водяной пар H_2O	0,804	18,02	430	2,01	—	10,0	961
Диоксид азота NO_2	46,01	18,40	180	0,802	0,614	—	—
Диоксид серы SO_2	2,927	64,07	130	0,631	0,501	11,7	396
Диоксид углерода CO_2	1,976	44,01	189	0,836	0,651	13,7	254
Кислород O_2	1,42895	32	260	0,911	0,651	20,3	131
Метан CH_4	0,717	16,04	519	2,22	1,67	10,3	162
Оксид углерода CO	1,250	28,01	297	1,05	0,753	16,6	100
Сероводород H_2S	1,539	34,08	244	1,06	0,801	11,6	—
Хлор Cl_2	3,217	70,91	117	0,482	0,36	12,9 (16°С)	351

* *С* — константа, входящая в уравнение для определения вязкости газов при рабочей температуре.

Приложение 3.

Формулы для пересчета основных характеристик газов применительно к различным условиям

Плотность газов. Плотность сухих газов, состоящих из нескольких компонентов, при нормальных условиях ($T_{ат}$ = 273 К, p = 101,3 кПа) равна, кг/м^3:

$$\rho_{0c} = M/22{,}4;\ M = 0{,}01\ (a_1M_1 + a_2M_2 + \ldots + a_nM_n),$$

где M, M_1, M_2, … , M_n — молекулярные массы смеси газов и отдельных компонентов, кг/кмоль; a_1, a_2, ..., a_n — содержание компонентов в смеси, % (объемн.).

Плотность сухих газов при рабочих условиях (температуре $t_г$, °С, барометрическом давлении $p_{бар}$, кПа, и избыточном давлении $\pm p_г$, кПа) определяют из выражения, кг/м^3:

$$\rho_c = \rho_{0c}273\ (p_{бар} \pm p_г)/101{,}3\ (273 + t_г).$$

Плотность влажных газов при содержании в них водяных паров x, кг/м^3, при нормальных условиях равна, кг/м^3:

$$\rho_0 = (\rho_{0c} + x)\ 0{,}804/(0{,}804 + x),$$

где $\rho_0^{H_2O} = M_{H_2O}/22{,}4 = 18/22{,}4 = 0{,}804$ — плотность водяных паров при нормальных условиях, кг/м^3.

Плотность влажных газов при рабочих условиях находят из выражения кг/м^3:

$$\rho_u = \frac{(\rho_{0c} + x)273(p_{бар} \pm p_г)}{(1 + x/0{,}804)(273 + t_г)101{,}3}.$$

Вязкость газов. Динамический коэффициент вязкости смеси газов, состоящей из нескольких компонентов, при нормальных условиях (T_0 = 273 К, p_0 = 101,3 кПа) приближенно определяют из выражения, Па·с:

$$M_{см}/\mu_{см} = 0{,}01\ (a_1M_1/\mu_1 + a_2M_2/\mu_2 + \ldots + a_nM_n/\mu_n).$$

где $M_{см}$, M_1, M_2, …, M_n — молекулярные массы смеси газов и отдельных компонентов, кг/моль; a_1, a_2, ..., a_n — содержание компонентов в смеси, % (объемн.); $\mu_{см}$, μ_1, μ_2, ..., μ_n — динамические коэффициенты вязкости смеси газов и отдельных компонентов, Па·с.

При рабочей температуре $T_{абс}$, К, динамический коэффициент вязкости находят из выражения, Па·с:

$$\mu = \mu_0 \frac{273 + C}{T_{абс} + C}\left(\frac{T_{абс}}{273}\right)^{3/2}.$$

Значения μ_0 (при 0 °С) и констант C для различных газов приведены в Приложении 2.

Кинематический коэффициент вязкости газов равен, м^2/с:

$$v = \mu/\rho_г,$$

где $\rho_г$ — плотность газа.

Влажность газов. В газоочистной технике влажность газов чаще всего характеризуют величиной относительной влажности $\varphi = p_{H_2O}/p_{нас}$ или влагосодержанием, выражаемым в граммах влаги на 1 м^3 сухого воздуха (x) при нормальных условиях ($T_0 = 273$ К, $p_0 = 101{,}3$ кПа). Связь между этими величинами выражается следующими формулами:

$$x = 0\ 622\ \varphi\, p_{нас}/(p_{бар} - \varphi\, p_{нас}),$$

где $p_{бар}$ — общее (барометрическое) давление смеси; $p_{нас}$ — парциальное давление водяных паров при насыщении для данной температуры.

Объем влажного газа, получаемого из 1 м^3 сухого газа при нормальных условиях после частичного или полного насыщения его водяными парами, равен, м^3:

$$V_г = 2{,}79\frac{273 + t_г}{p_{бар}}\left(1 + \frac{\varphi p_{нас}}{p_{бар} - \varphi p_{нас}}\right),$$

где $t_г$ — температура газа при рабочих условиях, °С.

Теплоемкость и энтальпия газов. Теплоемкость смеси газов, состоящей из нескольких компонентов, определяют из выражения

$$c_{см} = 0{,}01\ (a_1c_1 + a_2c_2 + \ldots + a_nc_n),$$

где $c_{см}$, c_1, c_2, ..., c_n — удельные объемные теплоемкости смеси газов и отдельных компонентов, кДж/(м^3·К); a_1, a_2, ..., a_n — содержание компонентов в смеси, % (объемн.).

Энтальпию влажных газов $i_{в\,г}$ определяют как сумму энтальпий сухих газов и водяных паров, отнесенных к 1 кг сухих газов:

$$i_{в\,г} = i_{с\,г} + xi_п = c_г t_г + xi_п,$$

где $i_{с\,г}$ — энтальпия сухих газов, кДж/кг; $i_п$ — энтальпия водяных паров при расчетной температуре, кДж/кг; $c_г$ — теплоемкость сухих газов, кДж/(кг·К); x — влагосодержание газов, кг/кг.

Энтальпию водяных паров с достаточной для практики точностью можно определять из выражения

$$i_п = 2480 + 1{,}96t_г.$$

Объем газов. Объем влажных газов при рабочих условиях находят из выражения

$$V = V_0\frac{101{,}3(273 + t_г)}{273(p_{бар} \pm p_г)},$$

где V_0 — объем влажных газов при нормальных условиях, м^3. Если известны объем сухих газов $V_{0с}$, м^3, при нормальных условиях и содержание в них водяных паров $x_{вл}$, кг/м^3, то объем влажных газов равен, м^3:

$$V_0 = V_{0с}(1 + x/0{,}804).$$

Если влагосодержание x' дано в кг/кг, то объем влажных газов определяют из выражения, м^3:

$$V_0 = V_{0с}\,(1 + \rho_0 x'/0{,}804).$$

Приложение 4.

Технические характеристики вентиляторов и дымососов

Таблица 4.1

Технические характеристики вентиляторов серии ВЦ

Характеристика	1ВЦ	ВЦ-8М	ВЦ-10М	ВЦ-12М
Производительность, тыс. $м^3/ч$	40–43	5,8–12,5	9–18	9–29
Полное давление, Па	3920	2700–2300	4800–4300	6600–5200
Максимальный К.П.Д.	0,66	0,8	0,7	0,72
Установленная мощность электродвигателя, кВт	75	10	30	55
Диаметр рабочего колеса, мм	800	800	1000	1200
Габаритные размеры, включая электродвигатель, мм:				
длина	2370	1520±30	1660±30	1930±30
ширина	1330	1436±15	1680±15	1930±15
высота	1340	1365±25	1575±25	1825±25
Масса (без электродвигателя), кг	1080	375	885	1358

Таблица 4.2

Техническая характеристика вентиляторов серии ВДН

Характеристика	ВДН-15	ВДН-17	ВДН-18	ВДН-20	ВДН-22-11у	ВДН-24-11у	ВДН-26-11у
Частота вращения, об/мин	1000	1000	1000	1000	750	750	750
Производительность, тыс. $м^3/ч$	54	60	152	252	210	275	350
Полное давление, Па	3200	4800	3940	4800	3400	4030	4700
Потребляемая мощность, кВт	60	90	190	326	225	350	520
Масса (без электродвигателя), кг	3500	2630	5500	6100	7600	8400	9400

Продолжение табл. 4.2

Характеристика	ВДН-28-11у	ВДН-32Б	ВДН-31,5	ВДН-25×2	ВДН-25×2-1	ВДН-36×2
Частота вращения, об/мин	750	750	750	1000	1000	920
Производительность, тыс. $м^3/ч$	430	475	275	520	560	1550
Полное давление, Па	5150	6150	10570	8000	9000	1350
Потребляемая мощность, кВт .	700	920	990	1265	1680	6450
Масса (без электродвигателя), кг	15800	16500	12800	26800	16900	54700

Примечание. Производительность и полное давление показаны при расчетной температуре 30 °С.

Таблица 4.3

Техническая характеристика дымососов серии ДН, ДРЦ и ДЦ

Характеристика	ДН-15	ДН-15НЖ	ДН-17	ДН-17НЖ	ДН-19	ДН-19НЖ	ДН-21	ДН-22
Частота вращения, об/мин	1000	1500	1000	1000	1000	1000	1000	750
Производительность, тыс. $м^3/ч$	50	68	76	68	102	106	143	162
Полное давление, Па	2260	3800	3000	2100	4460	2720	5850	3200
Потребляемая мощность, кВт	40	85	73	50	172	98	284	175
Расчетная температура, °С	200	400	200	400	100	400	100	100
Масса (без электродвигателя), кг	2620	2490	2990	2850	7290	6800	6200	8030

Продолжение табл. 4.3

Характеристика	ДН-24	ДН-25	ДН-22×2-0,62	ДН-24×2-0,62	ДН-26×2-0,62	ДРЦ-21×2	ДЦ-25×2
Частота вращения, об/мин	750	750	750	750	750	740	970
Производительность, тыс. $м^3/ч$	210	267	289	375	447	420	2800
Полное давление, Па	3810	4470	3300	3930	4610	3150	6600
Потребляемая мощность, кВт	270	403	325	502	744	575	690
Расчетная температура, °С	100	100	100	100	100	170	350
Масса (без электродвигателя), кг	8940	10100	18400	21500	29100	14200	16400

Таблица 4.4

Техническая характеристика вентиляторов серии ВМ

Характеристика	ВМ-15	ВМ-17	ВМ-18А	ВМ-20А	ВМ-160/850у	ВМ-180/1100	ВВСМ-1у	ВВСМ-2у	ВВСМ-3у
Диаметр рабочего колеса, мм	1500	1700	1800	2000	2220	1830	1200	1800	1800
Производительность, тыс. $м^3/ч$	38	58	108	150	160	180	14	33	60
Полное давление, Па	7300	9200	10650	12900	9000	12800	5300	5120	4750
Температура , °С	70	70	70	70	60	120	80	80	80
Частота вращения, об/мин	1480	1480	1480	1480	980	1480	1480	980	980
Мощность на валу, кВт	955	180	395	660	540	800	33,5	74	125
Максимальный К.П.Д., %	82	82	81	81	72	76	62	62	62
Габаритные размеры, мм:									
длина	2150	2420	2645	2690	1530	2950	1605	2000	2000
ширина	2250	2915	3135	3374	3680	3730	1700	2480	2750
высота	2660	3002	3172	3424	4640	2865	1870	2630	2680
Масса (без электродвигателя), кг	3000	4000	4300	4700	6900	6800	1900	4200	4800

Примечание. Номинальные параметры приведены при максимальном К.П.Д.

Приложение 5.

Примеры расчета циклона и рукавного фильтра

Пример 1. Выбрать циклон типа ЦН-15, определить его гидравлическое сопротивление и эффективность при следующих исходных данных: расход газа при нормальных условиях $V_0 = 4100$ $м^3/ч$; плотность газа $\rho_0 = 1{,}29$ $кг/м^3$; температура газа $t = 110$ °С; вязкость газа $\mu = 24{,}8 \cdot 10^{-6}$ Па·с; барометрическое давление $p_{бар} = 101{,}3$ кПа; разрежение в циклоне $p_г = 30$ Па; начальная концентрация пыли в газе $z_1 = 50$ $г/м^3$; характеристика дисперсного состава пыли: $d_m = 10$ мкм; $\lg \sigma_ч = 0{,}7$; плотность частиц пыли $\rho_ч = 3000$ $кг/м^3$. Циклон должен работать в сети без раскручивателя.

Решение. 1. Плотность газа при рабочих условиях:

$$\rho_г = \rho_0 \frac{273(p_{бар} \pm p_г)}{(273+t)101{,}3 \cdot 10^3} = 1{,}29 \frac{273(101{,}3 \cdot 10^3 - 30)}{(273+110)101{,}3 \cdot 10^3} = 0{,}92 \text{ кг/м}^3.$$

2. Расход газа при рабочих условиях:

$$V_г = \frac{V_0 \rho_0}{\rho_г 3600} = \frac{4100 \cdot 1{,}29}{0{,}92 \cdot 3600} = 1{,}6 \text{ м}^3/\text{с}.$$

3. Диаметр циклона при оптимальной скорости $\omega_{опт} = 3{,}5$ м/с:

$$D = \sqrt{\frac{V_г}{0{,}785\omega_{опт}}} = \sqrt{\frac{1{,}6}{0{,}785 \cdot 3{,}5}} = 0{,}76 \text{ м}.$$

Примем ближайший стандартный диаметр 800 мм и найдем действительную скорость газа в циклоне:

$$\omega_ц = \frac{V_г}{0{,}785 D^2} = \frac{1{,}6}{0{,}785 \cdot 0{,}8^2} = 3{,}2 \text{ м/с}.$$

Ввиду того что действительная скорость отличается от оптимальной менее чем на 15 %, остановимся на выбранном диаметре циклона и найдем его остальные параметры.

4. Вычислим коэффициент сопротивления циклона:

$$\xi = K_1 K_2 \xi_{500} = 1 \cdot 0{,}91 \cdot 155 = 141.$$

Величины ξ_{500}, K_1 и K_2 находятся из табл. 12.8–12.10.

5. Найдем гидравлическое сопротивление циклона:

$$\Delta p = \xi \frac{\omega_ц^2 \rho_г}{2} = 1{,}41 \frac{3{,}2^2 \cdot 0{,}92}{2} = 660 \text{ Па}.$$

6. Определим размер частиц d_{50}, улавливаемых выбранным циклоном при рабочих условиях с эффективностью 50 %:

$$d_{50} = d_{50}^т \sqrt{\frac{D}{D_т} \cdot \frac{\rho_{ч\,т}}{\rho_ч} \cdot \frac{\mu}{\mu_т} \cdot \frac{\omega_т}{\omega_г}} = 4{,}5 \sqrt{\frac{0{,}8}{0{,}6} \cdot \frac{1930}{3000} \cdot \frac{24{,}8 \cdot 10^{-6}}{22{,}2 \cdot 10^{-6}} \cdot \frac{3{,}5}{3{,}2}} = 4{,}61 \text{ мкм},$$

где $D_т$, $\rho_{ч\,т}$, $\mu_т$, $\omega_т$ — величины, соответствующие условиям, при которых получена величина $d_{50}^т$ = = 4,5 мкм; D, $\rho_ч$, μ, $\omega_г$ — величины, соответствующие действительным условиям работы циклона.

7. Величина x равна:

$$x = \frac{\lg(d_m / d_{50})}{\sqrt{\lg^2 \sigma_\eta^т + \lg^2 \sigma_ч}} = \frac{\lg(10/4{,}61)}{\sqrt{0{,}352^2 + 0{,}7^2}} = 0{,}428.$$

8. Степень очистки газа в циклоне по табл. 12.11 будет равна:

$$\eta = \Phi(x) = 0{,}665.$$

Пример 2. Рассчитать рукавный фильтр из ткани лавсан, предназначенный для очистки газов электросталеплавильной печи, приняв следующие исходные данные: расход газа при нормальных условиях $V_{ог}' = 125000$ м²/ч, температура газа перед фильтром $t_г' = 145$ °С, барометрическое давление $p_{бар} = 101{,}3$ кПа, разрежение перед фильтром $p_г = 300$ Па, динамический коэффициент вязкости $\mu_0 = 17{,}9 \cdot 10^{-6}$ Па·с ($C = 124$), плотность газа $\rho_0 = 1{,}3$ кг/м³. Концентрация пыли в газе перед фильтром $z_0 = 13{,}3$ г/м³; средний размер частиц $d_m = 3$ мкм, плотность частиц пыли $\rho_ч = 5500$ кг/м³. Гидравлическое сопротивление фильтра $\Delta p = 1{,}4$ кПа.

Решение. 1. Примем допустимую температуру газа для ткани лавсан 130 °С. Определяем подсос воздуха с температурой 30 °С перед фильтром, необходимый для охлаждения газа с $t_г' = 145$ °С до $t_г = 130$ °С.

$$V_{0в} = V_{0г}' \frac{t_г' - t_г}{t_г - t_в} = V_{0г}' \frac{145-130}{130-30} = 0{,}136 V_{0г}'.$$

2. Полный расход газа, идущего на фильтрование, при нормальных условиях:

$$V_{0г} = V_{0г}' + V_{0в} = V_{0г}' + 0{,}136\, V_{0г}' = 125000 + 0{,}136 \cdot 125000 = 142000 \text{ м}^3/\text{ч}$$

3. Расход газа, идущего на фильтрование, при рабочих условиях:

$$V_г = V_{0г} \frac{(273 + t_в)101{,}3}{27(p_{бар} - p_г)} = 142000 \frac{(273+30)101{,}3}{273(101{,}3-0{,}3)} = 210242 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

4. Запыленность газа перед фильтром при рабочих условиях:

$$z_1 = z_{01} V_{ог}' / V_г = 13{,}3 \cdot 125000/210242 = 7{,}9 \text{ г/м}^3.$$

5. Допустимая газовая нагрузка на фильтр (скорость фильтрации) в данных условиях:

$$q_ф = q_и C_1 C_2 C_3 C_4 C_5 = 1{,}2 \cdot 0{,}7 \cdot 1{,}04 \cdot 0{,}9 \cdot 0{,}725 \cdot 1 = 0{,}57 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин}) \ (\omega_ф = 0{,}0095 \text{ м/с}).$$

6. Полное гидравлическое сопротивление фильтра Δp складывается из сопротивления корпуса $\Delta p_к$ и сопротивления фильтровальной перегородки $\Delta p_ф$:

$$\Delta p = \Delta p_к + \Delta p_ф.$$

7. Плотность газа при рабочих условиях:

$$\rho_г = \rho_0 \frac{273(p_{бар} \pm p_г)}{(273 + t_г)101{,}3} = 1{,}3 \cdot \frac{273 \cdot (101{,}3 - 0{,}3)}{(273+130) \cdot 101{,}3} = 0{,}88.$$

8. Гидравлическое сопротивление корпуса фильтра:

$$\Delta p_к = \xi \omega_{вх}^2 \rho_г / 2 = 2 \cdot 8^2 \cdot 0{,}88/2 \approx 56 \text{ Па}$$

где $\omega_{вх} = 8$ м/с—принимаемая скорость газа при входе в фильтр; $x = 2$ — задаваемый коэффициент сопротивления.

9. Сопротивление фильтровальной перегородки складывается из сопротивления запыленной ткани Δp_1 и сопротивления накапливающегося слоя пыли Δp_2. Постоянные фильтрования принимаем по данным табл. 14.12:

$$A = 2300 \cdot 10^6 \text{ м}^{-1}; \quad B = 80 \cdot 10^9 \text{ м/кг}.$$

10. Динамический коэффициент вязкости газа при рабочих условиях:

$$\mu = \mu_0 \frac{273 + C}{T_{абс} + C} \left(\frac{T_{абс}}{273} \right)^{1.5} = 17{,}9 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{273+124}{423+124} \left(\frac{423}{273} \right)^{1.5} = 25 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

11. Гидравлическое сопротивление собственно фильтровальной перегородки при $\Delta p = 1{,}4$ кПа может быть равно:

$$\Delta p_{\text{ф}} = \Delta p - \Delta p_{\text{к}} = 1400 - 56 = 1344 \text{ Па}.$$

12. Продолжительность периода фильтрования между двумя регенерациями по формуле (14.31) равна

$$t_{\text{ф}} = \frac{(\Delta p_{\text{ф}} / \mu\omega_{\text{ф}}) - A}{B\omega_{\text{ф}} z_1} = \frac{(1344/25\cdot10^{-6}\cdot9{,}5\ 10^{-3}) - 2300\cdot10^{6}}{80\ 10^{9}\cdot9{,}5\cdot10^{-3}\cdot7{,}9\cdot10^{-3}} = 560 \text{ с}$$

13 Количество регенераций в течение 1 ч

$$n_{\text{р}} = 3600/(t_{\text{ф}} + t_{\text{р}}) = 3600/(560 + 40) = 6,$$

где $t_{\text{р}} = 40$ с — задаваемая продолжительность процесса регенерации

14 Расход воздуха на регенерацию, принимая, что скорость обратной продувки равна скорости фильтрования

$$V'_{p} = V_{\text{г}} n_{\text{р}} t_{\text{р}}/3600 = 210242\cdot6\cdot40/3600 = 14016 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

15 Предварительно определяем необходимую фильтровальную площадь:

$$F_{\text{ф}}' = (V_{\text{г}} + V_{\text{р}}')/60q_{\text{ф}} = (210242 + 14016)/60\cdot0{,}57 = 6557 \text{ м}^2.$$

16. Выбираем для установки фильтр марки ФРО-7000 с поверхностью фильтрования $F_{\text{ф}} = 7182$ м^2, состоящий из $N_{\text{с}} = 14$ секций с поверхностью фильтрования по $F_{\text{с}} = 513$ м^2.

17. Площадь фильтрования $F_{\text{р}}$, отключаемая на регенерацию в течение 1 ч:

$$F_{\text{р}} = N_{\text{с}} F_{\text{с}} n_{\text{р}} t_{\text{р}}/3600 = 14\,513\,6\,40/3600 = 479 \text{ м}^2.$$

18 Уточненное количество воздуха, расходуемое на обратную продувку в течение 1 ч:

$$V_{\text{р}} = \omega_{\text{ф}} n_{\text{р}} t_{\text{р}} N_{\text{с}} F_{\text{с}} = 9\,5\ 10^{3}\,6\,40\,14\,513 = 16375 \text{ м}^3$$

19 Окончательная площадь фильтрования·

$$F_{\text{ф}} = \frac{V_{\text{г}} + V_{\text{р}}}{60q_{\text{ф}}} + F_{\text{р}} = \frac{210242 + 16375}{60\ \ 0{,}57} + 479 = 7105 \text{ м}^2,$$

что близко к площади фильтрования для выбранной марки фильтра.

20. Продолжительность периода фильтрования должна быть выше суммарного времени регенерации остальных секций·

$$t_{\text{ф}} > (N_{\text{с}} - 1)\, t_{\text{р}}, \qquad 560 > (14 - 1)\, 40 = 520 \text{ с}.$$

21 Фактическая удельная газовая нагрузка

$$q'_{\text{ф}} = \frac{V_{\text{г}}/60 + F_{\text{с}} q_{\text{ф}}}{F_{\text{ф}} - F_{\text{с}}} = \frac{210242/60 + 513\cdot0{,}57}{7182 - 513} = 0{,}569 \text{ м}^3/(\text{м}^2\cdot\text{мин}).$$

т.е. очень близка к расчетной

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1 *Фукс Н. А.* Механика аэрозолей — М АН СССР, 1955 352 с
2 *Грин Х., Лейн В.* Аэрозоли — пыли, дымы и туманы — Л Химия, 1972 — 428 с
3 *Райст П.* Аэрозоли Введение в теорию / Пер с англ — М Мир, 1987 — 280 с
4 *Raabe O.G.* // J Aerosol Sci 1871 Vol 2 — P 289
5 *Drinker P. D., Hatch T.* Industrial Dusts, 2-nd Edition, Mebrav-Hill, New Jork, 1954 — 378 p
6 Справочник по пыле- и золоулавливанию / Под ред *А. А. Русанова* — М Энергия, 1975 — 296 с
7 *Гордон Г. М., Пейсахов И. Л.* Контроль пылеулавливающих устаиовок — М Металлурия 1973 — 384 с
8 *Даниэлс Ф., Олберти Р.* Физическая химия — М Мир, 1978 — 412 с
9 *Амелин А. Г.* Теоретические основы образования тумана — М Химия, 1972 — 304 с
10 Краткий справочник физико-химических величин / Под ред *К. П. Мищенко, А.А. Равделя* — Л Химия 1967 — 182 с
11 *Szekely J., Evans J. W., Sohn H. Y.* Gas-Solid Reactions New York Academic Press, 1976 — 400 p
12 *Туркдоган Е. Т.* Физическая химия высокотемпературных процессов / Пер с англ — М Металлургия, 1985 — 344 с
13 *Шлихтинг Г.* Теория пограничного слоя — М Наука, 1974
14 *Лойцянский Л. Г.* Механика жидкости и газа Учеб пособие 3-е изд — М Наука, 1970 — 904 с
15 *Эйнштейн А., Смолуховский М.* Броуновское движение Сб статей — М , Л ОНТИ,1936 — 248 с
16 *Тихомиров М. В., Туницкий Н. Н., Петрянов И. В.* // ДАН СССР, 1942 Т 94 С 865
17 *Дерягин Б. В., Баканов С. П.* // ДАН СССР, 1957 Т 117 № 6 С 959–963
18 *Яламов Ю. И., Дерягин Б. В.* // ДАН СССР, 1965 Т 165 № 2 С 364–367
19 *Дерягин Б. В., Духин С. С.* // ДАН СССР, 1956 Т 111 № 3 С 613 616
20 *Sharks L. E., Pilat M. J.* // Atmospheric Environment, 1970 V 4 P 651–660
21 *Ландау Л. Д., Лифшиц Е. М.* Гидродинамика Учебн пособие, 3-е изд — М Наука, 1986 — 736 с
22 Механика жидкости и газа Учебн пособие для вузов / *Аверин С. И., Минаев А. Н., Швыдкий В. С., Ярошенко Ю. Г.* — М Металлургия 1987 — 304 с
23 *Waldman L.* // Z Naturforsch 1959 Bd 14a, № 7 S 589–599
24 *Epstein P. S.* // Z fir Physik 1929 Bd 54, № 7 S 537–563
25 *Brack J. R.* // J Colloid Interface Sci 1962 V 17 № 8 P 768–780
26 *Дерягин Б. В., Баканов С. П.* // ДАН СССР, 1962 Т 147 № 1 С 139–143
27 *Дейрмджан Д.* Рассеяние электромагнитного излучения сферическими полидисперсными частицами / Пер с англ —М . Мир, 1971 — 296 с
28 *Зигель Р., Хауэлл Дж.* Теплообмен излучением / Пер с англ — М Мир, 1975 — 934 с
29 *Connor W. D., Hodkinson J. R.* Observations on the Optical Properties and Visual Effects of Stoke Plumes PHS Pub 949-AP-30 Washington D C , 1967 — 196 p
30 *Оцисик М. Н.* Сложный теплообмен / Пер с англ — М Мир, 1976 — 616 с
31 *Pendrof R. J.* / Opt Soc Am 1962 V 2 P 797–804
32 *Kerker M.* The Scattering of Light and Other Elektromagnetic Radiation New York Academic Press, 1969 — 302 p
33 *Jonson I., La Mer V. K.* // J Am Chem Soc 1947 V 69 P 1184–1190
34 *Hodkinson J. R.* Ferrous Science / Ed *C.N. Davies* New York Academic Press, 1966 — P 764–772
35 *Gucker F. T., O'Konski C. T* // Col Sci 1949 V 4 P 541–550
36 *Langmuir I.* // J Amer Chem Soc 1918 V 40 P 1361–1370
37 *Braunuer S., Emmett P. H., Teller E.* // J Amer Chem Soc 1938 V 60 P 309–322
38 *Brunauer S., Copeland L. E., Kantro D. L.* The Solid – Gas Interface / Ed *E. A. Flood* New Yorc Dekker, 1967. V. 1 — P 248–260
39 *Emmett P. H.* Catalysis / Ed *P. H. Emmet* New Jersey Princeton, 1954 V 1 P e1–e8
40 *Gasley H., Taylor H. S.* // J Chem Plys 1947 V 15 P 624–630
41 *Hasley G.* Advan Catal 1952, V 4 P 259–268
42 *Laider K. J.* Catalysic / Ed *P. H. Emmett* — New Jersey Princeton, 1954 V 1 P 157–166
43 *Temkin M. I., Pyznev V.* // Acta Physicochim VSSR 1940 V 12 P 327–339
44 *Elovich S. Yu., Zhabrova G. M.* Zh Fix Khim 1939 V 13 P 1761–1775
45 *Low M.G.D.* // Chem Rev 1960 V60 P 267–272
46 *Астахов В. А., Дубинин М. М., Маширова Л. П., Романков П. Г.* // ТОХТ, 1973 Т 6 № 5. С 741–750
47 *Дубинин М. М., Астахов В. А.* // Изв АН СССР Сер хим 1971 № 1 С 5–18
48 *Weibull W. J.* Appe Mech 1951 V 18 P 293–305
49 *Астахов В. А., Дубинин М. М., Маширова Л. П., Романков П. Г.* // ТОХТ, 1972 Т 6 № 5 С 741–752
50 *Кельцев Н. В.* Основы адсорбционной техники — М Химия, 1976 — 276 с
51 *Астахов В. А., Дубинин М. М., Маширова Л. П., Романков П. Г.* // ТОХТ, 1972 Т 6 № 5 С 741–754
52 *Николаев К. М., Дубинин М. М.* // Изв АН СССР ОНХ, 1958 № 10 С 1165–1174
53 *Коган В. Б.* Теоретические основы процессов химической технологии — Л Химия, 1977 — 403 с
54 *Аэров М. Е., Умник Н. Н.* // ЖТФ, 1961 Т 21 Вып 11 С 1351–1360
55 *Дубинин М. М., Чмутов К. В.* Физико-химические основы противогазового дела — М ВАХЗ, 1939 — 128 с
56 *Кельцев Н. В.* Основы адсорбционной техники — М Химия, 1976 — 206 с
57 *Телегин А. С., Швыдкий В. С., Ярошенко Ю. Г.* Тепломассоперенос Учеб для вузов — М Металлургия, 1995 — 400 с
58 *Лукин В. Д., Курочкина М. И.* Очистка вентиляционных выбросов в химической промышленности — Л Химия, 1980 — 232 с
59 *Романков П. Г., Лепилин В. Н.* Непрерывная адсорбция паров и газов — Л Химия, 1968 — 262 с

60 *Мохнаткин Р. А., Астахов В. А., Романков П. Г., Лукин В. Д.* // ТОХТ, 1971 Т 5 № 2, с 321–330
61 *Мохнаткин Р. А., Астахов В. А., Романков П. Г., Лукин В. Д.* // ТОХТ, 1977 Т 11 № 4 С 612–620
62 *Панков А. Н., Лукин В. Д., Романков П. Г.* // ЖПХ, 1977 Т 50 № 12 С 242–2748
63 *Чусов Н. П., Протодьяконов И. О., Романков П. Г.* // ЖПХ, 1976 Т 49 № 8 С 1783–1789
64 *Панков А. Н., Лукин В. Д., Романков П. Г.* // ЖПХ, 1977 Т 50 № 12 С 2740–2742
65 *Астахов В. А., Лукин В. Д., Романков П. Г., Тан В. А.* // ЖПХ, 1971 Т 44 № 2 С 319–325
66 *Астахов В. А., Лукин В. Д., Пищулина Т. Г.* // ЖПХ, 1973 Т 46 С 675–680
67 *Серпионова Е. Н.* Промышленная адсорбация газов и паров — М Высшая школа, 1969 — 326 с
68 *Николаевский К. М.* Проектирование рекуперации летучих растворителей с адсорберами периодического действия — М.: Оборонгиз, 1961 — 248 с
69 *Романков П. Г., Рашковская Н. Б.* Сушка во взвешенном состаянии 2-е изд — Л Химия, 1968 — 232 с
70 *Плаченов Т. Г., Рыбкина Л. А., Ширяев А. Н.* // ЖПХ, 1968 Т 41 № 8 С 1771–1776
71 *Астахов В. А., Лукин В. Д., Романков П. Г.* // ЖПХ, 1975 Т 48 № 9 С 1975–1978
72 *Астахов В. А., Лукин В. Д., Романков П. Г.* // ЖПХ, 1975 Т 48 № 9 С 1978–1982
73 *Анцыпович И. С.* Автореф дисс канд техн наук — Минск ВТИ им С М Кирова, 1974
74 *Анцыпович И. С и др.* // Промышленная и санитарная очистка газов Научно-техн сб — М ЦНИИТЭНефтехим, 1973 № 3 С 13–19
75 *Амарханьян Л. Б., Анцыпович И. С., Афанасьев Ю. М.* Промышленная и санитарная очистка газов // Реф сб — М ЦНИИТЭНефтехим, 1972 № 1 — С 8–15
76 *Рамм В. М.* Абсорбция газов 2-е изд — М Химия, 1976 — 402 с
77 *Матвеев Н. М.* Методы интегрирования обыкновенных дифференциальных уравнений Учеб пособие 2-е изд — М Высшая школа, 1963 — 546 с
78 *Серова Л. А.* Сборник трудов ВНИИБ — Л ВНИИБ, 1972 Вып 60 — С 111–122
79 *Серова Л. А., Гельперин Н. И., Гришко В. З.* // Сборник трудов ВНИИБ — Л ВНИИБ, 1974 Вып 64 — С 76–84
80 *Серова Л. А.* Целлюлоза, бумага и картон // Реф инф — Л ВНИИБ, 1972 № 8 — С 43–52
81 *Гельперин Н. И., Савченко В. Н., Гришко В. З.* //ТОХТ, 1968 Т 2 № 1 — С 76–80
82 *Серова Л. А.* Автореф дисс канд техн наук — Л Лесотехническая академия им С М Кирова, 1975
83 *Крайнев Н. И., Парфенов Е. П. и др.* Методические рекомендации для расчета абсорберов с подвижной кольцевой насадкой — М МХТИ 1978 — 64 с
84 *Рябчиков Д. И., Цитович И. К.* Ионообменые смолы и их применение — М АН СССР, 1962 — 248 с
85 *Kreicar E.* // Chem prum 1963 V 13 № 2 — S 110–118
86 *Вулих А. И., Николаев А. В., Загорская М. К. и др.* // ДАН СССР, 1965 Т 160 № 5 — С 1072–1080
87 *Елинсон И. С., Чижевская А. Б., Солдатов В. С.* // ЖПХ, 1977 Т 50 № 10 С 2228–2232
88 *Богатырев В. Л.* Иониты в смешанном слое — Л Химия, 1968 — 264 с
89 *Смола В. И., Кельцев Н. В.* Защита атмосферы от двуокиси серы — М Металлургия, 1976 — 196 с.
90 *Курочкина М. И.* Ионный обмен и иониты — Л Наука, 1970 — 204 с
91 *Pasqill F.* Atmospheric diffusion — Vor Nostr Co Ltd L, 1962 — 248 p
92 *Terner B.* Relationship between 24 hours mean-air quality measurements and meteorological factor in Nashville, Tennessee // J Air Poll Contr Assoc 1961 V 11 № 10 — P 348–360
93 *Лайхтман Д. Л.* Физика пограничного слоя атмосферы — Л Гидрометеоиздат, 1961 — 268 с
94 *Бызова Н. Л.* Рассеяние примеси в пограничном слое атмосферы — М Гидрометеоиздат, 1974 — 296 с.
95 *Монин А. С., Обухов А. М.* Основные закономерности турбулентного перемешивания в приземном слое атмосферы // Тр. геофизического института АН СССР, 1954 № 24 — С 15–32
96 *Сеттон О. Г.* Микрометеорология — Л Гидрометеоиздат, 1958 — 326 с
97 *Рихтер Л. А., Волков Э. П., Покровский В. Н.* Охрана водного и воздушного бассейнов от выбросов ТЭС Учеб для вузов — М Энергоиздат, 1981 — 296 с
98 *Гиффорд Ф. И.* Статистическая модель дымовой струи Атмосферная диффузия и загрязнение воздуха / Пер с англ — М 1962 — С 69–82
99 *Артемова Н. Е.* Возможный метод оценки среднесуточных концентраций в приземном слое воздуха // Тр ИГП 1967 Вып 4б — С 84–96
100 *Лайхтман Д. Л.* Диффузия примеси от точечных источников в приземиом слое атмосферы // Тр ЛГМИ Л , 1963 Вып 15 — С 18–27
101 *Бызова Н. Л.* Методические пособие по расчету рассеивания примесей в пограничиом слое атмосферы по метеорологическим данным — М Гидрометеоиздат, 1973 — 232 с
102 СН-369–74 Указания по расчету рассеивания в атмосфере вредных веществ, содержащихся в выбросах предприятий — М , 1975
103 *Берланд М. Е.* Современные проблемы атмосферной диффузии и загрязнение атмосферы — Л Гидрометеоиздат, 1975 — 362 с
104 *Mead H. J.* Meteorological aspects of the peaceful uses of atomic energy // Tech Note, 33, pt 1, WMO № 97, Тр 41, 1960, WMO, Geneva, Switzeland — P 37–49
105 *Brayant P. M.* Methods of estimation of the dispertion of windborne material and data of assist in their application // British report ANSB (RP), R-42, 1964 — 76 p
106 *Ильин В. П.* Об оценке загрязнения приземного слоя атмосферы выбросами АЭС // Атомная энергия 1975 Т 38 Вып 4 — С 68–76
107 Очистка промышленных газов от пыли / *Ужов В. Н., Вальберг А. Ю., Мягков Б. И., Решидов И. К.* — М Химия, 1981 392 с

108 ***Strauss W.*** Industrial Gas Cleaning, 2nd ed — Oxford Pergamon Press, 1975 — 622 p
109 ***Stairmand C. J.*** Trans Inst Chem End , 1951 V 29 № 3 — P 356–383
110 Scrubber Handbook Prepared for EPA, A PT Inc , California, 1972 V 1
111 Циклоны НИИОгаз Руководящие указания по проектированию, изготовлению, монтажу и эксплуатации / Всесоюзное объединение по очистке газов и пылеулавливания, Ярославль, 1971 — 96 с
112 ***Старк С. Б.*** Газоочистные аппараты и установки в металлургическом производстве Учебник для вузов Изд 2-е перераб и доп М Металлургия, 1990 — 400 с
113 Пылеулавливание в металлургии Справ изд / ***Алешина В. М., Вальберг Ю. А., Гордон Г. М., Гурвиц А. А., Левин Л. С., Меттус А. А.*** — М Металлургия, 1984 — 336 с
114 Газоочистное оборудование Каталог / ЦИНТИХимнефтемаш — М , 1981 — 72 с
115 ***Коузов П. А.*** Основы анализа дисперсного состава промышленных пылей и измельченных материалов — Л Химия, 1971 — 280 с
116 ***Rozin P. Rommler E., Intelmann W. Z.*** // Ver Deut Ing 1932 Bd 76 — S 433–437
117 ***Riietema K.*** Cyclones in Industry / Ed by ***K. Rietema, C. G. Verner.*** — Amsterdam Elsevier, 1961 V 11 — 151 p
118 ***Davies C.N.*** Proc Inst Mechan End , 1952 B V 18 № 5 — P 185–198
119 ***Ter Linder A. J.*** // Proc Inst Vechan Eng 1949 V 160 — P 15–39
120 ***Doerschlad C., Miezek G.*** // Chem Ind (N Y) 1977 V 84 № 4 — P 64–72
121 ***Маслов В. Б., Маршак Ю. Л.*** // Теплоэнергетика 1958 № 66 — С 63–70
122 ***Вальдберг А. Ю., Зайцев М. М., Падва В. Ю.*** // Хим и нефт машиностр 1968 № 3 — С 7–8
123 ***Вальдберг А. Ю.и др.*** // Хим и нефт машиностр 1964 № 6 — С 3–5
124 ***Leith D., Mehta D.*** // Atmosph Environm , 1973 V 7 № 5 — P 527–549
125 ***Leith D., Licht W.*** // AIChE, Symposium, Series, Air — 1971
126 ***Alexandr R.*** // Proc Austral Inst Mining Metallurgy (New Series) 1949 V 152 № 3 — P 203–228
127 Батарейные циклоны Руководящие указания по проектированию, изготовлению, монтажу и эксплуатации — М . Госхимиздат, 1955 — 104 с
128 ***Вальдберг А. Ю., Зайцев М. М., Урбах И. И.*** Пути интеисификации процессов сажеулавливания — М ЦНИИТЭиефтехим, 1970 — 50 с
129 ***Вальдберг А. Ю., Тарам Э. Н.*** // ЖПХ, 1970 Т 43 № 8 — С 1712–1715
130 ***Statrmand C.*** // Trans Inst Chem Ind 1950 V 28 — P 130–139
131 ***Шурыгин А. П.*** Расчет форсунок для распыливания жидкостей — М МЭИ 1972 — 82 с
132 ***Егоров Н. Н.*** Охлаждеиие газа в скрубберах — М Госхимиздат, 1954 — 143 с
133 ***Лебедюк Г. К., Ковалевский Ю. Н.*** // Пром и сан очистка газов 1977 № 2 — С 3–7
134 ***Тарам Э. Н., Вальдберг А. Ю., Зайцев М. М.*** // Теор основы хим техиол 1979 Т 4 № 3 — С. 393–399.
135 Scrubber Handbook, Prepared for EPA, A PT , California, 1972 V 1
136 ***Lapple C. E., Kamack H.*** // J Chem Eng Progr 1955 V 13 № 1 — P 55–58
137 ***Mellvaine R. W.*** // Filtz, a Sep 1976 V 13 № 1 — P 55–58
138 ***Ужов В. Н., Вальдберг А. Ю.*** Очистка газов мокрыми фильтрами — М Химия, 1972 — 248 с
139 ***Semrau K. T.*** // Chem End (N E) 1977 V 84 № 20 — P 87–91
140 ***Cooper D. W.*** //Atmosph Environm 1976 V 10 № 11 — P 1001–1004
141 ***Идельчик И. Е.*** Справочник по гидравлическим сопротивлеииям — М Машиностроение, 1975. — 559 с.
142 ***Calvert S.*** // AIChT Journal 1970 V 16 № 3 — P 392–396
143 ***Shul-Clow Yung e.a.*** // Environtment Sei a Technol 1978 V 4 — P 456–459
144 ***Holland K. G. T., Goel R. C.*** // Ind Chem Fundam 1975 V 14 — P 16–22
145 ***Дубинская Ф. Е., Лебедюк Г. К.*** Скрубберы Вентури Выбор, расчет, применение — М ЦИНТИХимнефтемаш, 1977 — 60 с
146 ***Дубинская Ф. Е., Вальдберг А. Ю., Биртер М. И.*** Унифицированный ряд скрубберов Вентури Экспр -информ — М : ЦИНТИХимнефтемаш, 1977 Сер ХМ-14 № 1 — 7 с
147 ***Shul-Chow Yung, Barbarica Y. F., Calvert S.*** // J Air Pollut Contr Assoc 1977 V 27 № 4 P 348–351
148 ***Лебедюк Г.К. и др.*** Каплеуловители и их применение в газоочистке — М ЦИНТИХимнефтемаш, 1974 — 64 с
149 ***Марголин Е. В., Приходько В. П.*** Совершенствование технологии мокрой газоочистки на алюминиевых заводах — М . Цветметинформация, 1977 — 63 с
150 ***Сум-Шил Л. Н. и др.*** // Хим пром 1968 № 2 С 66–68
151 ***Кафаров В. В.*** Основы массопередачи 2-е изд — М Высшая школа, 1972 — 496 с
152 ***Eduljee H. E.*** // Brit Chem End 1960 V 5 № 5 — P 330–334
153 Environmental Engineer's Handbook Air Pollution / Ed by ***B.G. Liptak*** // Radnor Pennsylvania Chilton book Company, 1974. V 2 — 1340 p
154 ***Пирумов А. И.*** Обеспыливание воздуха — М Стройиздат, 1974 — 204 с
155 Высокоэффективные мокрые пылеуловители Учеб пос / ***А. М. Юрлов, Ю. Г. Ярошенко.*** — Свердловск УПИ, 1990 68 с
156 ***Юрлов А. М., Михайлов С. С., Портнов В. Я.*** Влияние режимиых параметров скоростных пылеуловителей на эффективность их работы при очистке отходящих газов электропечей // Сталь 1985 № 4
157 А с 637133 СССР Устройство для мокрой очистки газа / ***А. М. Юрлов, В. П. Рычков, В. Т. Андрюков*** (СССР) // Б И 1978 № 46
158 А с 889056 СССР. Устройство для очистки газов // ***А. М. Юрлов, Л. А. Жестков, В. А. Твердовский, О. В. Соменко*** (СССР) // Открытия, изобретения 1981 № 46
159 А с 885781 СССР Газожидкостный контактный теплообменник / ***Я. М. Шелоков, А. М. Юрлов*** (СССР) // Открытия, изобретения, 1981 № 44
160 А с 718139 СССР Тепломассообменный аппарат / ***А. М. Юрлов, Я. М. Шелоков, А. У. Мяконьких и др.*** (СССР) // Открытия, изобретения, 1980 № 8

161 А с 1274741 СССР Устройство для очистки газов / *А. М. Юрлов, Ю. Г. Ярошенко, Я. М. Шелоков, А. В. Демин* (СССР) / / Открытия, изобретения, 1986 № 6
162 *Глебов Ю. Д.* Контроль и автоматическое управление газоочистными установками — М Металлургия, 1982 — 208 с
163 *Скобеев И. К.* Фильтрующие материалы — М Недра, 1978 — 200 с
164 Рукавные фильтры / *Биргер М. И., Мазус М. Г., Мандрико А. С. и др.* — М Машиностроение, 1977 — 256 с
165 Газоочистное оборудование Каталог — М ЦИНТИХимнефтемаш, 1981 — 72 с
166 *Ужов В. Н., Мягков Б. И.* Очистка промышленных газов фильтрами — М Химия, 1970 — 319 с
167 *Гордон Г. М., Пейсахов И. Л.* Пылеулавливание и очистка газов в цветной металлургии Изд 3-е — М Металлургия, 1977 — 456 с
168 Дымовые электрофильтры / *Левитов В. И., Решидов И. К., Ткаченко В. М. и др.* Под ред *В. И. Левитова.* — М Энергия, 1980 — 448 с
169 *Deutsch W.* // Ann Phys 1931 Bd 10 № 10 — S 847–867
170 *Danielson A.* // In Air Pollution Engineering mfnuel 2-nd ed / Ed by *John* New York, 1973 — P 194
171 Пат 1419251 (ФРГ)
172 Пат 1371559 (Англия)
173 А с 376099 (СССР), // Б И 1973 № 12
174 Пат 7419216 (Франция)
175 А с 516415 (СССР) /*Лукин В. Д., Романков П. Г., Митев Д. Т.* // Б И , 1976 № 21
176 Пат 153406 (ВНР)
177 А с 273167 (СССР) / *Астахов В. А., Лукин В. Д., Романков П. Г. и др.* // Б И , 1970 № 2
178 А с 339293 (СССР) / *Лукин В. Д., Романков П. Г., Митев Д. Т.* // Б И , 1972 № 17
179 А с 608548 (СССР) / *Лукин В. Д., Романков П. Г., Панков А. Н.* // Б И , 1978 № 20
180 А с 608548 (СССР) / *Лукин В. Д., Романков П. Г. и др.* // Б И , 1977 № 45
181 А с 608548 (СССР) / *Лукин В. Д., Романков П. Г., Митев Д. Т.* // Б И , 1978 № 10
182 Пат 13361 (Япония)
183 Пат 74535 (ГДР)
184 Пат 1178252 (Англия)
185 А с 538098 (СССР) / *Минев Д. Т., Романков П. Г., Лукин В. Д.* // Б И , 1976 № 34
186 А с 230083 (СССР) / *Астахов В. А., Романков П. Г., Лукин В. Д. и др.* // Б И , 1968 № 34
187 А с 65116 (СССР) / *Семенов П. А.* // Б И , № 1945 № 7–8
188 *Николаев Н. А., Жаворонков Н. М.* // Хим пром 1965 № 4 — С 290
189 *Голосов В. Н., Хмельницкая И. А.* Сб науч тр НИИХИММАШ — М 1973 Вып 62
190 А с 230077 (СССР) / *Киселев В. М., Носков А. А.* // Б И , № 1968 № 34
191 *Киселев В. М., Носков А. А. и др.* // Химия и хим технология, 1976 Т 19 № 5 — С 775
192 Пат 1254125 (ФРГ)
193 А с 560625 (СССР) / *Аношин И. М., Рябченко Н. П., Любченков П. П.* // Б И , № 1977 № 21
194 *Стабников В. Н.* Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов Киев, Техника, 1970 — 296 с
195 Пат 276766 (США)
196 Пат 38-2972 (Япония)
197 А с 141143 (СССР), — Б И , № 1961 № 8
198 Правила безопасности в газовом хозяйстве заводов черной металлургии — М , Металлургия, 1970 — 118 с
199 Дымососы и вентиляторы Каталог-справочник — М , НИИинформтяжмаш 1974 — 192 с
200 *Соломахова Т. С., Чебышева К. В.* Центробежные вентиляторы (Аэродинамические схемы и характеристики) Справочник — М Машиностроение, 1980 — 176 с
201 Пылевыгрузное оборудование для газоочистных аппаратов Каталог — М , ЦИНТИХимнефтемаш, 1982 — 14 с
202 *Глебов Ю. Д.* Контроль и автоматическое управление газоочистными установками — М , Металлургия, 1982 — 208 с
203 Государственная система промышленных приборов и средств автоматизации Отраслевой каталог на серийно выпускаемое и перспективное оборудование Т 2 Вып 1 Приборы для измерения температуры / ЦНИИТЭИприборостроения, — М , 1975
204 Государственная система промышленных приборов и средств автоматизации Отраслевой каталог на серийно выпускаемое и перспективное оборудование Т 2 № 2 Вып 4 Средства измерения температуры Термопреобразователи сопротивления, пирометрические преобразователи, пирометры излучения и сигнализаторы температуры / ЦНИИТЭИприборостроения — М , 1980
205 Государственная система промышленных приборов и средств автоматизации Отраслевой каталог на серийно выпускаемое и перспективное оборудование Т 2 № 12 Вып 1 Средства измерения температуры Манометрические термометры / ЦНИИТЭИприборостроения — М , 1980
206 *Dawson P. R.* // Filtr a Sep 1978 V 15 № 6 — P 535–538
207 *Stairmand C. J.* // Chem End (London) 1965 V 194 — P 310–324
208 *Kane J. M.* // Heating, Piping a Air Condit 1968 V 65 № 1 P 188–194
209 *Ужов В. Н., Вальдберг А. Ю.* Подготовка промышленных газов к очистке — М Химия, 1975 — 216 с