

А.Г. Ветошкин

ИНЖЕНЕРНАЯ ЗАЩИТА АТМОСФЕРЫ ОТ ВРЕДНЫХ ВЫБРОСОВ

Инженерная экология для бакалавриата

УЧЕБНИКИ, ДИПЛОМЫ, ДИССЕРТАЦИИ -
полные тексты
На сайте электронной библиотеки
www.учебники.информ2000.рф


НАПИСАНИЕ на ЗАКАЗ:

1. Диссертации и научные работы
2. Дипломы, курсовые, рефераты, чертежи...
3. Школьные задания

Онлайн-консультации

ЛЮБАЯ тематика, в том числе ТЕХНИКА

Приглашаем авторов

 «Инфра-Инженерия»

А.Г. Ветошкин

ИНЖЕНЕРНАЯ ЗАЩИТА АТМОСФЕРЫ ОТ ВРЕДНЫХ ВЫБРОСОВ

Учебно-практическое пособие

Инфра-Инженерия
Москва-Вологда
2016

УДК 628.5
ББК 20.1
В39

Рецензенты:

кафедра «Инженерная экология» Пензенской государственной технологической академии (зав. кафедрой Таранцева К.Р., д.т.н., профессор, член-корресподент Нью-Йоркской Академии Наук),
В.С.Демьянова- доктор технических наук, профессор
(Пензенский государственный университет архитектуры и строительства)

Ветошкин А.Г. Инженерная защита атмосферы от вредных выбросов. Учебно-практическое пособие. 2-е изд. доп.и перераб.– М.: Инфра-Инженерия, 2016.- 316 с.

ISBN 978-5-9729-0128-9

В учебном пособии приведены практические основы, методы и формулы для расчета аппаратов и установок технологии защиты атмосферы от аэрозольных и газовых выбросов: пылеосадительных камер, циклонов, вихревых аппаратов, инерционных пылеуловителей, волокнистых и рукавных газовых фильтров, мокрых скрубберов, электрофильтров, абсорберов и адсорберов, теплообменников-конденсаторов, установок каталитического и термического обезвреживания газовых выбросов. Даны подробные решения типовых примеров и контрольные задачи.

Для студентов, обучающихся на уровне бакалавриата по направлениям подготовки 20.03.01 - «Техносферная безопасность», 05.03.06 - «Экология и природопользование», 18.03.02 - «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии».

Пособие может быть использовано также при изучении дисциплин «Экология» и «Безопасность жизнедеятельности» других направлений подготовки, а также при подготовке магистров, аспирантов, преподавателями вузов и специалистами проектных организаций.

© Ветошкин А.Г., автор, 2016
© Издательство «Инфра-Инженерия», 2016

ISBN 978-5-9729-0128-9

ПРЕДИСЛОВИЕ

На современном этапе для большинства промышленных предприятий очистка вентиляционных выбросов от вредных веществ является одним из основных мероприятий по защите воздушной среды. Благодаря очистке выбросов перед их поступлением в атмосферу предотвращается загрязнение атмосферного воздуха. Очистка воздуха имеет важнейшее санитарно-гигиеническое, экологическое и экономическое значение.

Место курса «Инженерная защита атмосферы от вредных выбросов» в профессиональной подготовке бакалавра по инженерной защите окружающей среды связано с изучением и усвоением основных положений системы очистки и обезвреживания газовых выбросов, а также практической базы для освоения техники и технологии защиты одного из компонентов окружающей среды – атмосферы.

Предметом изучения курса являются как теоретические основы процессов и технологические закономерности обезвреживания пылевых и газовых выбросов в атмосферу, так и расчет и проектирование реализующего их оборудования и технических средств.

Знание данного курса необходимо для более глубокого усвоения других специальных дисциплин бакалавриата, выполнения необходимых курсовых проектов и выпускной квалификационной работы.

Изучение данного курса базируется на следующих дисциплинах:

история техники, высшая математика, информатика, физика, химия, экология, теория горения и взрыва, начертательная геометрия, инженерная графика, теоретические основы защиты окружающей среды, механика, гидрогазодинамика, теплофизика, электроника и электротехника, материаловедение и технология конструкционных материалов.

Основные положения курса могут быть использованы в дальнейшем при изучении следующих дисциплин:

промышленная экология; инвентаризация и нормирование выбросов загрязняющих веществ, инженерные методы защиты атмосферы, экономика природопользования и природоохранной деятельности, экономические аспекты охраны окружающей среды, защита окружающей среды при чрезвычайных ситуациях, природопользование.

Компетенции обучающегося в соответствии с ФГОС ВО 3+ по направлениям подготовки 05.03.06, 18.03.02, 20.03.01, формируемые в результате освоения курса «Инженерная защита атмосферы от вредных выбросов»:

- профессиональные компетенции (ПК):

способностью ориентироваться в основных методах и системах обеспечения техносферной безопасности, обоснованно выбирать известные устройства, системы и методы защиты человека и окружающей среды от опасностей;

способностью участвовать в совершенствовании технологических процессов с позиций энерго- и ресурсосбережения, минимизации воздействия на окружающую среду;

готовностью обосновывать конкретные технические решения при разработке технологических процессов; выбирать технические средства и технологии, направленные на минимизацию антропогенного воздействия на окружающую среду;

способностью проектировать отдельные узлы (аппараты) с использованием автоматизированных прикладных систем;

- профессионально-прикладные компетенции (ППК):

способностью ориентироваться в основных методах, системах и средствах обеспечения техносферной безопасности;

способностью обоснованно выбирать известные средства и системы защиты человека и окружающей среды от опасностей;

владением знаниями теоретических основ экологического мониторинга, экологической экспертизы, экологического менеджмента и аудита, нормирования и снижения загрязнения окружающей среды, основ техногенных систем и экологического риска, проводить меропри-

ПРЕДИСЛОВИЕ

ятия и мониторинг по защите окружающей среды от вредных воздействий; осуществлять производственный экологический контроль;

владением навыками эксплуатации очистных установок, очистных сооружений и полигонов и других производственных комплексов в области охраны окружающей среды и снижения уровня негативного воздействия хозяйственной деятельности.

Большую роль при изучении курса дисциплины играют практические занятия, на которых студенты овладевают навыками расчета аппаратов и установок, а также с помощью схем и чертежей изучают устройство и принцип их действия.

Данное учебное пособие в виде сборника примеров и задач по защите воздушной среды от аэрозольных и вредных газовых загрязнений составлено в дополнение к учебному пособию «Процессы и аппараты защиты окружающей среды» (автор Ветошкин А.Г. - М.: Высшая школа, 2008) и является 2-м исправленным и дополненным изданием практикума: «Процессы и аппараты защиты воздушной среды» (автор Ветошкин А.Г. - Пенза: Изд-во Пенз. гос. ун-та, 2010).

Каждая глава учебного пособия состоит из трех частей: в первой части приведены основные понятия и расчетные формулы, применяемые при решении задач, во второй – подробные решения типовых задач, в третьей – контрольные задачи. В приложении представлены основные физико-химические, теплофизические свойства используемых веществ и характеристики аппаратов, необходимые для выполнения технических расчетов.

Содержание учебного пособия соответствует федеральным государственным образовательным стандартам высшего образования (ФГОС ВО 3+) и примерным основным образовательным программам высшего образования на уровне бакалавриата по направлениям подготовки «Экология и природопользование», «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии», «Техносферная безопасность».

Учебное пособие может быть использовано преподавателями вузов при проведении учебных занятий, студентами при изучении теоретического курса инженерной экологии, подготовке к практическим занятиям, выполнении курсовых проектов, выпускных квалификационных работ, а также при подготовке магистров и аспирантов для углубленного изучения теории и практики технологических процессов инженерной экологии, специалистами проектных организаций.

Содержание учебного пособия составлено на основе опыта проведения лекционных и практических занятий по дисциплинам «Процессы и аппараты защиты окружающей среды» и «Техника защиты окружающей среды» на кафедре «Техносферная безопасность» Пензенского государственного университета, на кафедре «Инженерная экология» Пензенского государственного университета архитектуры и строительства и кафедры «Биотехнология и техносферная безопасность» Пензенского государственного технологического университета.

Глава 1. Сухие механические пылеуловители

Под обезвреживанием воздушно-газовых выбросов понимают отделение от газа аэрозольных примесей или превращение в безвредное состояние загрязняющих примесей.

Для обезвреживания аэрозолей (пылей и туманов) используют сухие, мокрые и электрические методы. В основе сухих методов лежат гравитационные, инерционные, центробежные механизмы осаждения или фильтрационные механизмы. При использовании мокрых методов очистка газовых выбросов осуществляется путем тесного взаимодействия между жидкостью и запыленным газом на поверхности газовых пузырей, капель или жидкой пленки. Электрическая очистка газов основана на ионизации молекул газа электрическим разрядом и электризации взвешенных в газе частиц.

Термин «механические осадители» обычно используют для обозначения устройств, в которых частицы осаждаются под действием либо сил тяжести или инерции, либо и тех и других. В гравитационных осадителях частицы осаждаются из потока газа под действием собственной массы. В инерционных осадителях поток частиц, взвешенных в газе, внезапно подвергается изменению направления движения. Возникающие инерционные силы стремятся выбросить частицы из потока. Циклоны-осадители, в которых используется инерция центробежной силы, являются важным частным случаем инерционных осадителей.

1.1. Пылеосадительные камеры

Простейшим сепаратором твердых взвешенных частиц является пылеосадительная камера (рис. 1.1), в которой запыленный газовый поток перемещается с малой скоростью, делающей возможным гравитационное осаждение (седиментацию) транспортируемой взвеси.

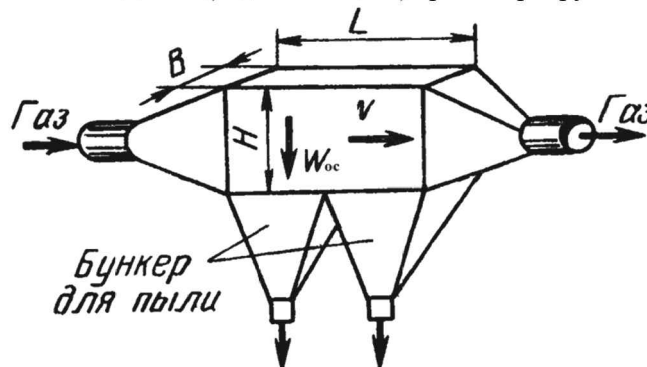


Рис. 1.1. Схема осаждения частицы в пылеосадительной камере

Сепараторы применяют чаще всего для грубой очистки воздуха, загрязненного крупнодисперсной пылью. Степень очистки воздуха в пылеосадительных камерах составляет 50...60%. Камеры обладают невысоким сопротивлением, они просты в устройстве и эксплуатации.

Для достижения приемлемой эффективности очистки газов данными устройствами необходимо, чтобы частицы находились в пылеосадительных аппаратах возможно более продолжительное время, а скорость движения пылевого потока была незначительной. Скорость движения воздуха в камере выбирают из условия обеспечения ламинарного режима течения и составляет 0,2...0,8 м/с.

Цель расчета пылеосадительных камер - подбор их габаритных размеров и определение коэффициента очистки. В общем случае коэффициенты очистки могут быть найдены опытным путем, так как процесс седиментации сопровождается турбулентной диффузией.

Расчет пылеосадительных камер производят в такой последовательности.

Задаются минимальными размерами пылевых частиц, которые необходимо уловить в пылеосадочной камере, и находят их скорость осаждения (витания) по формуле Стокса, м/с:

$$w_{oc} = \frac{1}{18} \cdot \frac{d_q^2 (\rho_q - \rho_r) g}{\mu_r}, \quad (1.1)$$

где d_q - размер улавливаемых частиц пыли, мкм; ρ_q, ρ_r - соответственно плотность материала взвешенных частиц и сплошной газовой среды, кг/м³; g - ускорение силы тяжести, м/с²; μ_r - динамическая вязкость газа, Па·с.

Зная объем очищаемых газов, определяют требуемую площадь осаждения, м²:

$$S = L B = Q_r / (3600 w_{oc}), \quad (1.2)$$

где Q_r - объемный расход газа, проходящего через камеру, м³/ч; L, B - соответственно длина и ширина камеры, м.

Задаваясь шириной камеры, находят ее длину, м:

$$L = S / B. \quad (1.3)$$

Принимая скорость движения газа в камере v_r (м/с), определяют высоту камеры H , м:

$$H = Q_r / (3600 B v_r). \quad (1.4)$$

Пример 1.1. На заводе железобетонных конструкций запыленный-воздух в объеме $Q_r = 50000$ м³/ч при температуре $t = 25$ °С необходимо очистить от пыли с частицами крупнее 20 мкм ($20 \cdot 10^{-6}$ м). Плотность пылевых частиц $\rho_q = 3000$ кг/м³, динамическая вязкость воздуха $\mu_r = 1,83 \cdot 10^{-5}$ Па·с (см. табл. П.1 прил.). Рассчитать размеры пылеосадительной камеры для заданных условий очистки воздуха.

Решение. Определяем по формуле (1.1) скорость осаждения частиц пыли:

$$w_{oc} = \frac{(2 \cdot 10^{-5})^2 \cdot 3000 \cdot 9,8}{18 \cdot 1,83 \cdot 10^{-5}} = 0,04 \text{ м/с.}$$

Находим необходимую поверхность осаждения по формуле (1.2):

$$S = \frac{50000}{3600 \cdot 0,004} = 347 \text{ м}^2.$$

Принимая ширину камеры $B = 15$ м, определяем по формуле (1.3) ее длину:

$$L = 3470 / 15 = 23 \text{ м.}$$

Принимая скорость движения воздуха в камере равной 0,3 м/с, по формуле (1.4) находим высоту камеры:

$$H = 50000 / (3600 \cdot 15 \cdot 0,3) = 3,1 \text{ м.}$$

Пример 1.2. Определить размер пылевых частиц, оседающих в пылеосадительной камере, если их плотность составляет $\rho_q = 2500$ кг/м³. В камеру поступает $Q_r = 25000$ м³/ч воздуха при нормальных условиях. Поверхность осаждения камеры $S = 300$ м².

Решение. Скорость осаждения частиц пыли находим при условии равенства времени осаждения и времени пребывания частиц в камере по формуле

$$w_{oc} = Q_r / (3600 S) = 25000 / (3600 \cdot 300) = 0,023 \text{ м/с.}$$

Диаметр улавливаемых частиц пыли определим по формуле (1.1):

$$d = \sqrt{\frac{18\mu_r w_{oc}}{\rho_{пг}}} = \sqrt{\frac{18 \cdot 1,72 \cdot 10^{-5} \cdot 0,023}{2500 \cdot 9,8}} = 17,5 \cdot 10^{-6} \text{ м} = 17,5 \text{ мкм},$$

где $\mu_r = 1,72 \cdot 10^{-5}$ Па·с – динамическая вязкость воздуха при нормальных условиях (см. табл. П.1 прил.).

Пример 1.3. Требуется определить размер пылеосадительной камеры для осаждения частиц пыли крупнее 40 мкм, количество очищаемых газов при рабочих условиях составляет $Q_r = 64800 \text{ м}^3/\text{ч}$, температура газов $t = 600 \text{ }^\circ\text{C}$, плотность частиц пыли $\rho_{ч} = 2500 \text{ кг}/\text{м}^3$, давление газов p в камере близко к атмосферному. Газы по своему составу близки к атмосферному воздуху.

Решение. Воспользуемся формулой (1.1)

$$w_{oc} = d_{ч}^2 g(\rho_{ч} - \rho_r)/(18 \mu_r),$$

Плотностью газа при этой температуре по сравнению с плотностью частиц пыли можно пренебречь. Динамическая вязкость газов при этой температуре по табл. П.1 прил. $\mu_r = 39,2 \cdot 10^{-6}$ Па·с.

Отсюда скорость осаждения частиц пыли

$$w_{oc} = (40 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 9,81 \cdot 2500 / (18 \cdot 39,2 \cdot 10^{-6}) = 0,056 \text{ м/с}.$$

При скорости газов в камере $v_r = 1 \text{ м/с}$ площадь поперечного сечения камеры по ходу движения газа составит:

$$S = B \times H = Q_r / (3600 v_r) = 64800 / (3600 \cdot 1,0) = 18 \text{ м}^2.$$

Выберем высоту камеры $H = 4 \text{ м}$, при этом ее ширина составит

$$B = S/H = 18/4 = 4,5 \text{ м}.$$

Длину камеры можно определить из кинетики осаждения пыли при равенстве времени пребывания $\tau_{пр}$ частиц в камере и времени их осаждения τ_{oc} :

$$\tau_{пр} = \tau_{oc} = H/w_{oc} = 4/0,056 = 71,4 \text{ с}.$$

Поскольку $\tau_{пр} = L/v_r$, найдем длину пылевой камеры:

$$L = v_r \tau_{пр} = 1,0 \cdot 71,4 = 71,4 \text{ м}.$$

Уменьшить длину камеры можно двумя способами.

1. Увеличить ширину камеры (при неизменной ее высоте) или уменьшить скорость газов по горизонтальному направлению и, тем самым, не меняя высоты камеры, также увеличить ширину камеры. Это, однако, повлечет за собой увеличение общего объема камеры и ее удорожание.

2. Уменьшить путь осаждения частиц пыли путем установки в камере по ее высоте горизонтальных или наклонных полок. Так, например, при установке горизонтальных полок в количестве $N = 20$ на расстоянии $h = 200 \text{ мм}$ одна от другой общая высота камеры составит

$$H = N h = 20 \cdot 0,2 = 4 \text{ м}.$$

При скорости газов, равной 1 м/с, ширина камеры составит, как и ранее, $18/4 = 4,5 \text{ м}$. При этом время осаждения пыли уменьшится и будет равна

$$\tau_{oc} = h/w_{oc} = 0,2/0,056 = 3,57 \text{ с,}$$

т. е. сократится в $71,4/3,57 = 20$ раз.

Соответственно в 20 раз сократится длина пылевой камеры:

$$L = 71,4/20 = 3,57 \text{ м.}$$

В многополочных пылевых камерах можно принимать скорость газов $v_r = 2...3$ м/с. Таким образом, устройство полок является наиболее рациональным методом снижения длины пылевой камеры.

Пример 1.4. Какую высоту надо дать слою газа между полками пылеосадительной камеры, чтобы осели частицы колчеданной пыли диаметром $d_{\text{ч}} = 8$ мкм при расходе печного газа $Q_r = 0,6$ м³/с при нормальных условиях? Длина камеры $L = 4,1$ м, ширина $B = 2,8$ м, общая высота $H = 4,2$ м. Средняя температура газа в камере $t = 427$ °С. Динамическая вязкость газа при этой температуре $\mu_r = 3,4 \cdot 10^{-5}$ Па·с, плотность $\rho_r = 0,5$ кг/м³, плотность частиц пыли $\rho_{\text{ч}} = 4000$ кг/м³.

Решение. Определяем по уравнению Клапейрона расход газа при заданных (рабочих) условиях:

$$Q_r = Q_0 \frac{(273 + t)}{273} = 0,6 \cdot \frac{(273 + 427)}{273} = 1,54 \text{ м}^3/\text{с}$$

Линейная скорость газа в камере (пренебрегая толщиной полок):

$$v_r = \frac{Q_r}{BH} = \frac{1,54}{2,8 \cdot 4,2} = 0,13 \text{ м/с.}$$

Время пребывания газа в камере:

$$\tau_{\text{пр}} = L/v_r = 4,1/0,13 = 31,3 \text{ с.}$$

Теоретическая скорость осаждения шарообразных частиц (плотностью газовой среды ρ_r пренебрегаем) по формуле Стокса (1.1) составляет:

$$w_{oc} = \frac{1}{18} \cdot \frac{d_{\text{ч}}^2 (\rho_{\text{ч}} - \rho_r) g}{\mu_r} = \frac{1}{18} \cdot \frac{(8 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 4000 \cdot 9,81}{0,034 \cdot 10^{-3}} = 0,0041 \text{ м/с}$$

Действительную скорость осаждения принимаем равной

$$w_{oc}^* = 0,5 w_{oc} = 0,5 \cdot 0,0041 = 0,002 \text{ м/с.}$$

Находим расстояние между полками:

$$h = w_{oc}^* \tau_{\text{пр}} = 0,002 \cdot 31,3 \approx 0,06 \text{ м} = 60 \text{ мм.}$$

Проверяем правильность применения формулы Стокса (1.1):

$$Re = \frac{w_{oc} d_{\text{ч}} \rho_r}{\mu_r} = \frac{0,0041 \cdot 8 \cdot 10^{-6} \cdot 0,5}{3,4 \cdot 10^{-5}} = 0,00048.$$

Так как число $Re = 0,00048 < 2$, то применение формулы Стокса допустимо.

Эффективность пылеосадителя можно рассчитать с использованием соотношения фракционной эффективности, дающей зависимость эффективности улавливания от размера

ГЛАВА 1. Сухие механические пылеуловители

частиц. В сочетании с данными о распределении поступающих в пылеосадитель частиц по размерам фракционная эффективность позволяет определить общую эффективность улавливания.

Для пылеосадительных камер с $L/H > 3$ значение фракционных коэффициентов очистки η_{ϕ} (в %) может быть найдено с достаточной степенью точности на основании расчетов средней концентрации частиц соответствующего размера в выходном сечении пылеосадительной камеры по формуле, %:

$$\eta_{\phi} = 100 \left(1 - \frac{1}{i} \sum_0^i N_i \right) \quad (1.5)$$

где i - число точек, для которых рассчитывается концентрация частиц; N_i - отношение концентрации частиц данного размера в расчетной точке выходного сечения камеры к их концентрации во входном сечении. Концентрация этих частиц во входном сечении принимается равномерно распределенной по сечению. Предполагается, что распределение частиц по размерам подчиняется нормальному закону распределения, значение величины N определяют по уравнению:

$$N = \Phi(x_1) + \Phi(x_2) - 1. \quad (1.6)$$

Значения функций $\Phi(x_1)$ и $\Phi(x_2)$ определяют из таблицы нормальной функции распределения (см. табл. П.2 прил.).

Величины x_1 и x_2 находят из выражений

$$x_1 = \frac{1 + h/H - L/H (w_{oc}/v_r)}{\sqrt{7 \cdot 10^{-3} L/H}}, \quad (1.7)$$

$$x_2 = \frac{1 - h/H + L/H (w_{oc}/v_r)}{\sqrt{7 \cdot 10^{-3} L/H}}, \quad (1.8)$$

где h - расстояние от потолка камеры.

Соотношение скоростей при осаждении частиц, улавливаемых в камере с эффективностью, равной 50 %, связано с соотношением размеров камеры:

$$(w_{oc}/v_r)_{50} \approx 1,5 H/L. \quad (1.9)$$

Дополнительные значения w_{oc}/v_r , необходимые для определения нескольких точек зависимости $\eta_{\phi} = f(d)$, принимаются больше и меньше значения $(w_{oc}/v_r)_{50}$. Полную степень очистки определяют по уравнению:

$$\eta = \sum \eta_{\phi} \frac{N_{вх}}{100} \Delta d_i, \quad (1.10)$$

где $N_{вх}$ - плотность распределения, %/мкм; Δd_i - разность граничных размеров выбираемого диапазона частиц из гистограммы, мкм.

Пример 1.5. Определить эффективность осаждения частиц в пылеосадительной камере, если она имеет длину $L = 10$ м, высоту $H = 1$ м, ширину $B = 2$ м. Расход воздуха через камеру $Q_r = 3600$ м³/ч, плотность частиц $\rho_{\phi} = 500$ кг/м³, динамическая вязкость газа при температуре 20 °С $\mu_r = 18,1 \cdot 10^{-6}$ Па·с (см. табл. П.1 приложения).

Скорость потока газа в сечении камеры составит

$$v_r = \frac{Q_r}{3600 H B} = \frac{3600}{3600 \cdot 1,0 \cdot 2} = 0,5 \text{ м/с.}$$

По уравнению (1.6) находим относительную скорость осаждения частиц, улавливаемых в камере с эффективностью, равной 50%:

$$\left(\frac{w_{oc}}{v_r} \right)_{50} = 1,5 \cdot \frac{H}{L} = 1,5 \cdot \frac{1}{10} = 0,15.$$

Отсюда скорость осаждения частиц, улавливаемых с эффективностью 50 % составит

$$(w_{oc})_{50} = 0,075 \text{ м/с.}$$

По найденной скорости осаждения-витания, заданной плотности и вязкости газа находим размер частиц, улавливаемых в камере с эффективностью 50 %:

$$d_{ч(50)} = \sqrt{\frac{18 \mu_r w_{oc}}{g(\rho_{ч} - \rho_r)}} = \sqrt{\frac{18 \cdot 18,1 \cdot 10^{-6} \cdot 0,075}{9,8(500 - 1,205)}} = 7 \cdot 10^{-5} \text{ м} = 70 \text{ мкм,}$$

где $\rho_r = 1,205 \text{ кг/м}^3$ – плотность воздуха при 20 °С (см. табл. П.1 приложения).

Для определения зависимости $\eta_{\phi} = f(d_{ч})$ выбираем несколько дополнительных относительных скоростей осаждения:

$$\left(\frac{w_{oc}^1}{v_r} \right)_{50} = 0,1 \quad \text{и} \quad \left(\frac{w_{oc}^2}{v_r} \right)_{50} = 0,2.$$

Этим значениям относительных скоростей осаждения соответствуют диаметры частиц $d_{ч,1} = 60 \text{ мкм}$ и $d_{ч,2} = 20 \text{ мкм}$.

Средняя концентрация частиц на выходе из камеры определяется как средняя величина в четырех-пяти точках сечения. С этой целью зададимся пятью значениями отношения h/H : 0; 0,25; 0,5; 0,75; 1,0.

Результаты расчетов представим в следующем виде:

- для $(w_{oc}/v_r) = 0,1$

h/H	0	0,25	0,5	0,75	1,0
x_1	0	0,95	1,89	2,83	3,78
x_2	7,56	6,63	5,65	4,73	3,78
$\Phi(x_1)$	0,5	0,83	0,97	0,995	1
$\Phi(x_2)$	1	1	1	1	1
N_i	0,5	0,83	0,97	0,995	1

Среднее значение N_{cp} составляет 0,86 (см. табл. П.2 приложения), а фракционный коэффициент очистки газа для частиц с размером $d_{ч} = 60 \text{ мкм}$ $\eta_{\phi} = 100(1 - 0,86) = 14 \%$;

- для $(w_{oc}/v_r) = 0,2$

h/H	0	0,25	0,5	0,75	1,0
x_1	-3,78	-2,84	-1,89	-0,95	0
x_2	3,3	3,3	3,3	3,3	3,3
$\Phi(x_1)$	0	0,002	0,03	0,171	0,5
$\Phi(x_2)$	1	1	1	1	1
N_i	0	0,002	0,03	0,171	0,5

Среднее значение N_{cp} составляет 0,14, а фракционный коэффициент очистки газа для частиц размером $d_q = 90$ мкм $\eta_{\phi} = 100(1 - 0,14) = 86$ %.

Таким образом, в результате расчета получены три значения парциальных коэффициентов очистки газа (14, 50 и 86 %) при трех значениях $(w_{oc}/v_r) = 0,1; 0,15; 0,2$.

Полный коэффициент очистки газа рассчитывается по уравнению (1.10) при наличии гистограммы пыли на входе в камеру.

1.2. Циклоны

Наибольшее распространение в системах пылеочистки получили циклоны (рис. 1.2).

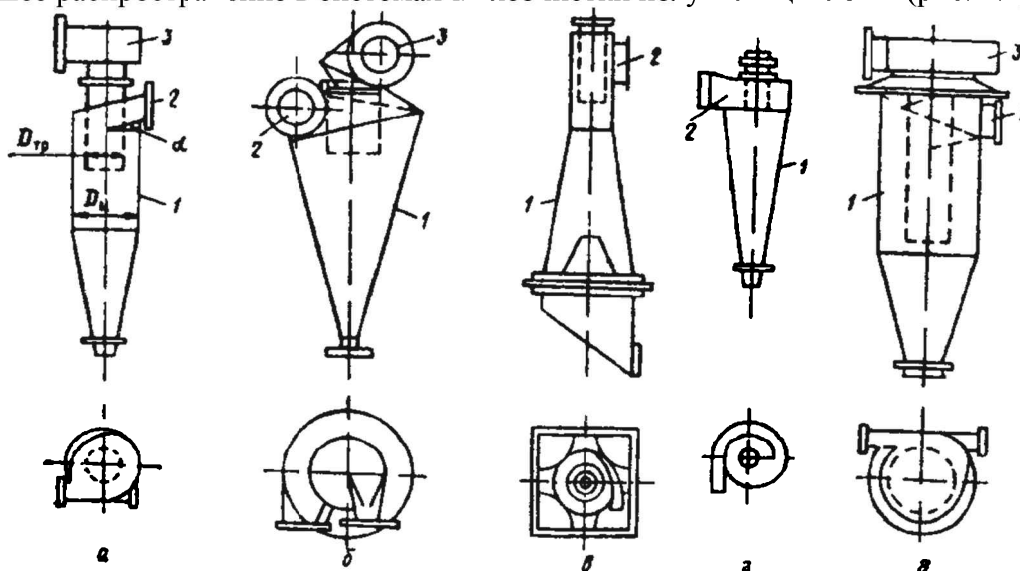


Рис. 1.2. Основные типы конструкций циклонов:

a – циклон НИИОГ аз; *б* – СИОТ; *в* – ВЦНИИОТ; *г* – СК-ЦН-34; *д* – ЛИОТ;

1 – корпус; 2 – входной патрубок; 3 – выходная улитка

Циклоны в основном рекомендуется использовать перед высокоэффективными аппаратами пылеочистки (тканевыми и электрофилтрами). В ряде случаев циклоны обеспечивают эффективность очистки, достаточную для выброса газов или воздуха в атмосферу.

Основные размеры циклона определяются обычно в зависимости от его внутреннего диаметра. В России и СНГ для циклонов принят стандартизированный ряд внутренних диаметров D : 200, 300, 400, 500, 600, 700, 800, 900, 1000, 1200, 1400, 1600, 1800, 2000, 2400 и 3000 мм. Для всех одиночных циклонов бункеры выполняются цилиндрическими с коническим днищем. Диаметр бункера принимают $1,5 D$ для цилиндрических и $1,1 \dots 1,2 D$ - для конических циклонов; высота цилиндрической части бункера - $0,8 D$, угол конусности стенок днища 60° .

В институте НИИОГАЗ разработан ряд конструкций цилиндрических и конических циклонов. Отличительной особенностью циклонов НИИОГАЗ является наклонный патрубок для поступающего газа. Широко применяют три типа этих циклонов:

- 1) с углом 24° (ЦН-24) - обеспечивает повышенную производительность при наименьшем гидравлическом сопротивлении; предназначен для улавливания крупной пыли;
- 2) с углом 15° (ЦН-15) - обеспечивает хорошую степень улавливания при сравнительно небольшом гидравлическом сопротивлении;
- 3) с углом 11° (ЦН-11) - обеспечивает повышенную эффективность и рекомендуется в качестве унифицированного пылеуловителя.

Расчет одиночных циклонов. Величина центробежной силы $P_{ц}$ (Н), действующей на частицу в циклоне,

$$P_{ц} = m \omega^2 r = m w_o^2 / r, \quad (1.11)$$

где m – масса частицы, кг; ω - угловая скорость, рад/с; r – радиус вращения частицы, м; w_o - окружная (тангенциальная) скорость вращения, м/с;

$$w_o = \omega r. \quad (1.12)$$

Фактор разделения в центробежном поле:

$$K_{ц} = \omega^2 r / g = w_o^2 / (r g). \quad (1.13)$$

Скорость центробежного осаждения $w_{ос}$ (в м/с) по аналогии со скоростью осаждения в гравитационном поле (1.1):

$$w_{ос} = d_c^2 \omega^2 r (\rho_c - \rho_r) / (18 \mu_r) = d_c^2 w_o^2 (\rho_c - \rho_r) / (18 r \mu_r). \quad (1.14)$$

Время τ , с, необходимое для выделения в циклоне твердых частиц диаметром d_c (в м) из газового потока, находят по формуле:

$$\tau = 18 \mu_r \ln(r_2 / r_1) / (d_c^2 \omega^2 \rho_c) \quad (1.15)$$

где μ_r – динамическая вязкость газа, Па·с; d_c – диаметр выделяемых частиц, м; ω – угловая скорость потока в циклоне, рад/с; ρ_c - плотность частиц, кг/м³; r_1 и r_2 – наружный радиус трубы для выхода очищенного газа и внутренний радиус цилиндрической части циклона, м.

Объем цилиндрической части циклона $V_{ц}$ (в м³)

$$V_{ц} = Q_r \tau, \quad (1.16)$$

где Q_r – производительность циклона по воздуху (газу), м³/с.

Высота цилиндрической части циклона $H_{ц}$, в м:

$$H_{ц} = V_{ц} / [0,785(d_2^2 - d_1^2)], \quad (1.17)$$

Гидравлическое сопротивление циклона Δp можно определить по известной в гидравлике формуле, Па:

$$\Delta p = \zeta \rho_0 v_{r,0}^2 / 2, \quad (1.18)$$

где ζ – коэффициент гидравлического сопротивления (для циклона НИИОгаз $\zeta = 105$, для батарейного $\zeta = 85$); $v_{r,0}$ – скорость воздуха (газа) в цилиндрическом корпусе циклона, м/с.

Оптимальные условия работы циклонов обеспечиваются при отношении

$$\Delta p / \rho_r = 550 \dots 750. \quad (1.19)$$

Как показывает опыт, величины парциальных коэффициентов осаждения для многих типов циклонов вполне удовлетворительно аппроксимируются прямой линией в вероятности-

ГЛАВА 1. Сухие механические пылеуловители

логарифмической системе координат. Это позволяет использовать функции нормального распределения при подсчете полного коэффициента осаждения.

Циклоны выбирают по расчетной производительности аппарата и расчетной скорости газа (воздуха) при входе в циклон с обеспечением необходимой эффективности очистки при минимальных энергетических затратах, т. е. при минимальном гидравлическом сопротивлении.

Для расчета циклонов необходимы следующие данные:

- расход газа (воздуха), подлежащего очистке при рабочих условиях Q_r , м³/с;
- плотность газа при рабочих условиях ρ_r , кг/м³;
- динамическая вязкость газа при рабочей температуре μ_r , Па·с;
- дисперсный состав пыли, который задается двумя параметрами d_m и $\lg \sigma_{\text{ч}}$: d_m – медианный диаметр частиц пыли (такой размер пыли, при котором количество частиц крупнее d_m равно количеству частиц мельче d_m); $\sigma_{\text{ч}}$ – среднее квадратическое отклонение в функции распределения частиц по размерам;
- запыленность газа на входе в циклон $C_n(z_n)$, г/м³, мг/м³;
- плотность частиц пыли $\rho_{\text{ч}}$, кг/м³;
- требуемая эффективность очистки газа η (ϵ), %.

Расчет циклонов выполняют в такой последовательности:

1. Задаются типом циклона. По табл. 1.1 определяют оптимальную скорость газа в аппарате $v_{\text{опт}}$.

Т а б л и ц а 1.1

Параметры, определяющие эффективность циклонов

Параметры	ЦН-24	ЦН-15у	ЦН-15	ЦН-11	СДК- ЦН-33	СК-ЦН- 34М	СК- ЦН-34	СИОТ	ВЦНИИ ОТ
d_{50}^T , мкм	8,50	6,00	4,50	3,65	2,31	1,95	1,13	2,6	8,6
$\lg \sigma_{\text{ч}}^T$	0,308	0,283	0,352	0,352	0,364	0,308	0,340	0,28	0,32
$v_{\text{опт}}$, м/с	4,5	3,5	3,5	3,5	2,0	11,7	2,0	1,00	4,00

Примечания. Значения d_{50}^T в таблице, соответствуют следующим условиям работы циклонов: средняя скорость газа в циклоне $v_{r,0} = 3,5$ м/с; диаметр циклона $D_{\text{ц}} = 0,6$ м; плотность частиц $\rho_{\text{ч}} = 1930$ кг/м³; динамическая вязкость газа $\mu_r = 22,2 \cdot 10^{-6}$ Па·с.

2. Определяют необходимую площадь сечения циклона, м²:

$$S = \frac{Q_r}{v_{\text{опт}}} \quad (1.20)$$

3. Определяют диаметр циклона, задаваясь количеством циклонов N , м:

$$D_{\text{ц}} = \sqrt{\frac{S}{0,785 N}} \quad (1.21)$$

Диаметр циклона округляют до стандартной величины.

4. Вычисляют действительную скорость газа в циклоне, м/с:

$$v_r = \frac{Q_r}{0,785 D_{\text{ц}}^2 N} \quad (1.22)$$

Скорость газа в циклоне не должна отклоняться от оптимальной более чем на 15 %.

5. Принимают по табл. 1.2 коэффициент гидравлического сопротивления для данного типа циклона.

Т а б л и ц а 1.2

Коэффициенты гидравлического сопротивления ζ циклонов

Тип циклона	Диаметр, мм	Без улитки		С улиткой на выхлопной трубе	
		$\zeta_{ц}$	ζ_0	$\zeta_{ц}$	ζ_0
ЦН-11	450	6,1	250	5,2	210
ЦН-15	450	7,6	160	6,7	140
ЦН-15у	450	8,2	170	7,5	100
ЦН-24	450	10,9	80	12,5	90
СИОТ		6,0	-	4,2	-
ВЦНИИОТ	370	9,3	-	10,4	-
ЛИОТ	700	4,2	460	3,7	411
ЦКК		5,2	-	-	-
РЦ		5,0	-	-	-
ЦБР		9,6	-	-	-

Примечание. Значения ζ отнесены к средней скорости газового потока в аппарате и определены для циклонов ЦН, СДК-ЦН, СК-ЦН при $D = 500$ мм, $v_{г,0} = 3$ м/с.

Для большинства циклонных аппаратов коэффициент ζ постоянен и не зависит от числа Re .

В значение коэффициента гидравлического сопротивления циклонов НИИОГаза вносят поправки, учитывающие диаметр циклона и запыленность воздуха (газа) при входе в циклон:

$$\zeta = K_1 \cdot K_2 \cdot \zeta_T, \quad (1.23)$$

где K_1 - поправочный коэффициент на диаметр циклона (табл. 1.3); K_2 - поправочный коэффициент на запыленность потока (табл. 1.4); ζ_T - коэффициент местного сопротивления циклона по табл. 1.2.

Т а б л и ц а 1.3

Поправочный коэффициент K_1 на диаметр циклона

Диаметр циклона, мм	ЦН-11	ЦН-15; ЦН-15у; ЦН-24	СДК-ЦН-33; СК-ЦН-34; СК-ЦН-34М
150	0,94	0,85	1,0
200	0,95	0,90	1,0
300	0,96	0,93	1,0
450	0,99	1,0	1,0
500	1,0	1,0	1,0

Т а б л и ц а 1.4

Поправочный коэффициент K_2 на запыленность ($D = 500$ мм)

Тип циклона	Поправочный коэффициент K_2 , при запыленности г/м ³						
	0	10	20	40	80	120	150
ЦН-11	1	0,96	0,94	0,92	0,90	0,87	0,5
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
СДК-ЦН-33	1	0,81	0,785	0,78	0,77	0,76	0,745
СК-ЦН-34 СК-	1	0,98	0,947	0,93	0,915	0,91	0,90
ЦН-34М	1	0,99	0,97	0,95	-	-	-

6. Определяют потери давления в циклоне, Па.

Общее гидравлическое сопротивление циклона можно определить по величине скорости потока на входе в циклон:

$$\Delta p_{\text{ц}} = \zeta_{\text{вх}} \cdot v_{\text{вх}}^2 \cdot \rho_{\text{г}} / 2, \quad (1.24)$$

где $\zeta_{\text{вх}}$ – коэффициент гидравлического сопротивления циклона; $v_{\text{вх}}$ – скорость потока во входном патрубке, м/с.

Общее гидравлическое сопротивление циклона определяют также по условной скорости газа (воздуха) в циклоне $v_{\text{г.0}}$, отнесенной к площади свободного сечения цилиндрической части циклона, т. е. по формуле (1.18):

$$\Delta p_{\text{ц}} = \zeta_0 \cdot v_{\text{г.0}}^2 \cdot \rho_{\text{г}} / 2,$$

где ζ_0 – коэффициент гидравлического сопротивления циклона, отнесенный к скорости в полном сечении циклона.

Если потери $\Delta p_{\text{ц}}$ приемлемы, переходят к определению эффективности очистки газа в циклоне.

7. Приняв по табл. 1.1. значения d_{50}^{T} и $\lg \sigma_{\text{ч}}^{\text{T}}$ для табличных условий, определяют значения d_{50} при рабочих условиях (диаметре циклона, скорости потока, плотности пыли, динамической вязкости газа) по уравнению

$$d_{50} = d_{50}^{\text{T}} \left(\frac{D_{\text{ц}}}{D_{\text{ц.Т}}} \cdot \frac{\rho_{\text{ч.Т}}}{\rho_{\text{ч}}} \cdot \frac{\mu_{\text{г}}}{\mu_{\text{г.Т}}} \cdot \frac{v_{\text{г.Т}}}{v_{\text{г.0}}} \right)^{1/2}. \quad (1.25)$$

8. Определяют параметр x по формуле

$$x = \frac{\lg \frac{d_m}{d_{50}}}{\lg^2 \sigma_{\text{ч.Т}} + \lg^2 \sigma_{\text{ч}}}. \quad (1.26)$$

9. Фракционную или общую эффективность пылеулавливания определяют по формуле:

$$\eta_{\text{ф}} = 50[1 + \Phi(x)], \quad (1.27)$$

где $\Phi(x)$ – функция логарифмически-вероятностного распределения, определяемая в зависимости от величины x (см. табл. П.3 приложения). Значение $\Phi(x)$ представляет собой эффективность очистки газа, выраженную в долях единицы. Полученное значение сравнивают с требуемым. Если оно меньше требуемого, принимают другой циклон и рассчитывают его.

Величину x можно также вычислить по формуле:

$$x = \frac{\lg \left(\frac{d'_ч}{d_{50} K \cdot 10^3 \sqrt{\frac{D_{ц} \mu_r}{\rho_{ч} v_{r,0}}}} \right)}{\sigma_{п}}, \quad (1.28)$$

где $d'_ч$ - наибольший диаметр частиц фракции пыли, для которой определяют коэффициент очистки, мкм; d_{50} - диаметр частиц, которые в условном циклоне улавливаются на 50 %; мкм, табл. 1.5; $\sigma_{п}$ - характеристика полидисперсности пыли (дисперсия) - безразмерная величина (см. табл. 1.5); $v_{r,0}$ - скорость движения газов в плане корнуса циклона, м/с; $\rho_{ч}$ - плотность материала пыли, кг/м³; μ_r - динамическая вязкость газа при заданной температуре, Па·с; K - коэффициент, величина которого зависит от типа циклона (см. табл. 1.5).

Т а б л и ц а 1.5

Расчетные параметры циклонов НИИОГАЗ

Параметр	ЦН-11	ЦН-15	ЦН-15У	ЦН-24	СДК-ЦН-	СК-ЦН-
K	41,4	41,4	41,4	46,9	34,97	34,97
d_{50}	2,47	3,06	3,48	4,71	1,428	1,297
$\sigma_{п}$	0,3979	0,3979	0,3979	0,979	0,4281	0,4155
$\sigma_{п}^2$	0,158	0,158	0,158	0,158	0,183	0,1732
$v_{r,0}$	3,5	3,6	3,5	4,5	2,5	2,5

Определяют по формуле (1.27) общую эффективность пылеулавливания

$$\eta_{об} = 50[1 + \Phi(x')],$$

где $\Phi(x')$ - см. табл. П.3 приложения.

Величину x' находят по формуле

$$x' = \frac{\lg \left(\frac{d_m}{d_{50} K \cdot 10^3 \sqrt{\frac{D_{ц} \mu_r}{\rho_{ч} v_{r,0}}}} \right)}{\sqrt{\sigma_{п}^2 + \lg^2 \left(\frac{d_m}{d_{16}} \right)}}, \quad (1.29)$$

где d_m - медиана распределения - диаметр частиц, при котором суммарная масса всех частиц, имеющих размер меньше d_m , составляет 50 % массы всей пыли; d_{16} - диаметр частиц улавливаемой пыли, при котором суммарная масса всех частиц с размером меньше d_{16} составляет 16 % массы всей пыли.

Иногда очистку газов от пыли осуществляют в нескольких последовательно установленных циклонах различных диаметров. Вначале устанавливается циклон большого диаметра, так как с уменьшением диаметра коэффициент очистки циклонов возрастает. Общий коэффициент очистки в этом случае определяют по формуле:

$$\eta_{об} = [1 - (1 - \eta_1)(1 - \eta_2) \dots (1 - \eta_n)] 100, \% \quad (1.30)$$

ГЛАВА 1. Сухие механические пылеуловители

где η_1, \dots, η_n - коэффициенты очистки соответственно в первом, втором и n -м циклонах в относительных единицах.

10. Если степень очистки оказалась недостаточной, может быть применен другой тип циклона с более высоким гидравлическим сопротивлением, который следует рассчитать заново. Ориентировочно требуемое сопротивление можно найти из соотношения:

$$\zeta_2 = \zeta_1 \left(\frac{100 - \eta_1}{100 - \eta_2} \right)^2 \cdot \frac{v_{01}}{v_{02}} \cdot \frac{D_{ц2}}{D_{ц1}}, \quad (1.31)$$

где индексами 1 и 2 обозначены вычисленные и требуемые значения величин.

Физический смысл улучшения степени очистки газа в циклоне с более высокими потерями давления при неизменных диаметре аппарата и скорости потока в нем заключается в увеличении работы, затрачиваемой на очистку газов.

Пример 1.6. На цементном заводе для улавливания пылевидного продукта применены циклоны типа ЦН-15. Рассчитать общую η и фракционную η_ϕ эффективность циклона ЦН-15 диаметром $D_{ц} = 700$ мм при очистке в нем воздуха в объеме $Q_r = 3200$ м³/ч с температурой 20 °С. Плотность частиц пыли равна $\rho_{ч} = 3000$ кг/м³. Дисперсный состав пыли характеризуется следующими данными:

Размеры частиц в фракциях d_i , мкм	Содержание частиц Δg_i , %
0...5...	5
5...10.	13
10...15	22,5
15...20	15,5
20...30	12
30...40	14
крупнее 40	18
Итого	100,0

Решение. Представим дисперсный состав пыли в виде суммарных процентов распределения частиц по массе:

Менее 5 мкм	5
Менее 10	18
Менее 15	40,5
Менее 20	56
Менее 30	68
Менее 40	82

Находим дисперсию пыли σ_n :

$$\sigma_n = d_{50}/d_{16} = 19/8,5 = 2,24.$$

Определим по формуле (1.22) условную скорость воздуха в поперечном сечении циклона

$$v_{r,0} = \frac{3200}{3600 \cdot \frac{3,14 \cdot 0,7^2}{4}} = 2,31 \text{ м/с.}$$

Определим фракционный коэффициент очистки для частиц размером менее 5 мкм. Находим по формуле (1.28) величину x для рассчитываемого циклона

$$x = \frac{\lg \left(\frac{5}{3,06 \cdot 41,4 \cdot 10^3 \sqrt{\frac{0,7 \cdot 18,1 \cdot 10^{-6}}{2,6 \cdot 3000}}} \right)}{0,3979} = 0,11.$$

По табл. П.3 приложения определим $\Phi(x) = 0,0876$. Тогда фракционный коэффициент очистки по формуле (1.27) составит:

$$\eta_{\phi} = 50[1 + \Phi(x)] = 50(1 + 0,0876) = 54,4 \%$$

Аналогичным образом находим фракционные коэффициенты очистки для частиц размером менее 10, 15, 20, 30 и 40 мкм. Результаты расчетов сводим в таблицу:

d_i	x	$\Phi(x)$	$\eta_{\phi}, \%$
d_5	0,11	0,0876	54,4
d_{10}	0,65	0,4843	74,2
d_{15}	1,08	0,7199	86,0
d_{20}	1,40	0,8385	91,9
d_{30}	1,84	0,9342	96,7
d_{40}	2,16	0,9684	98,4

Находим по формуле (1.29) общий коэффициент очистки воздуха от пыли в циклоне

$$x' = \frac{\lg \left(\frac{19}{3,06 \cdot 41,4 \cdot 10^3 \sqrt{\frac{0,7 \cdot 18,1 \cdot 10^{-6}}{2,22 \cdot 3000}}} \right)}{\sqrt{0,158 + \lg^2 2,24}} = 1,039.$$

По табл. П.3 приложения $\Phi(x') = 0,7017$

$$\eta = 50(1 + 0,7017) = 85,1\%.$$

Таким образом общий коэффициент очистки циклона ЦН-15 диаметром 700 мм составляет 85,1 %.

Выбираем величину коэффициента сопротивления циклона по табл. 1.2 $\zeta = 160$. Тогда по формуле (1.18) гидравлическое сопротивление циклона составит

$$\Delta p = 160 \cdot 2,31^2 \cdot 1,2/2 = 513 \text{ Па}.$$

Пример 1.7. Дано: перепад давления в циклоне $\Delta p = 1000$ Па, плотность газа $\rho_r = 1,3$ кг/м³, коэффициент сопротивления циклона $\zeta = 100$, объемный расход газовой фазы $Q_r = 2,2$ м³/с.

Определить диаметр циклона.

Решение. 1. Условную скорость газа в циклоне $v_{r,0}$ можно определить преобразуя формулу (1.18):

$$v_{r,0} = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho_r \zeta}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 1000}{1,3 \cdot 100}} = 3,92 \text{ м/с.}$$

2. Диаметр циклона $D_{\text{ц}}$ можно определить по формуле (1.22), принимая $N = 1$:

$$D_{\text{ц}} = \sqrt{\frac{4Q_r}{\pi v_{r,0}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,2}{3,14 \cdot 3,92}} = 0,85 \text{ м.}$$

Пример 1.8. Рассчитать циклон для выделения частиц сухого материала из воздуха, выходящего из распылительной сушилки, по следующим данным: наименьший размер частиц $d_{\text{ч, min}} = 80$ мкм, расход воздуха $G_r = 2000$ кг/ч, температура $t = 100$ °С.

Решение. Для улавливания частиц материала размером 80 мкм выбираем циклон типа ЦН-15.

Принимая $\Delta p / \rho_r = 740$, диаметр циклона найдем по формуле (1.22), предварительно определив условную скорость газа в цилиндрической части циклона $v_{r,0}$ из уравнения (1.18):

$$\frac{\Delta p}{\rho_r} = \zeta_0 \frac{v_{r,0}^2}{2},$$

где $\zeta_0 = 160$,

$$v_{r,0} = \sqrt{\frac{740 \cdot 2}{160}} = 3,04 \text{ м/с.}$$

Плотность воздуха в рабочих условиях по формуле Клапейрона:

$$\rho_r = \rho_0 \frac{T_0}{T_r} = 1,293 \cdot \frac{273}{373} = 0,95 \text{ кг/м}^3.$$

Тогда

$$D_{\text{ц}} = \sqrt{\frac{G_r}{\rho_r \cdot 0,785 v_{r,0}}} = \sqrt{\frac{2000}{0,95 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 3,04}} = 0,496 \text{ м.}$$

Принимаем диаметр циклона равным 0,5 м.

Гидравлическое сопротивление циклона определим по формуле (1.18):

$$\Delta p = \zeta_0 \frac{\rho_r v_{r,0}^2}{2} = 160 \cdot \frac{0,95 \cdot 3,04^2}{2} = 703 \text{ Па.}$$

Пример 1.9. Выбрать циклон для очистки от пыли отходящих газов барабанной сушилки, если расход газов $Q_r = 6500$ м³/ч, плотность газов $\rho_r = 0,96$ кг/м³.

Решение. Принимаем к установке циклон НИИОГАЗ типа ЦН-15. Для циклонов этого типа рекомендуются следующие оптимальные соотношения перепада давления Δp (Па) к плотности газа ρ_r (кг/м³): $\Delta p / \rho_r = 550 \dots 750$.

Принимаем $\Delta p / \rho_r = 700$. Коэффициент сопротивления циклона ЦН-15 $\zeta_0 = 105$.

Определяем диаметр циклона, приравнявая два выражения для скорости газа в корпусе циклона по уравнениям (1.22) и (1.18):

$$v_{r,0} = \frac{Q_r}{\pi D_{\text{ц}}^2 / 4} = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho_r \zeta}};$$

$$D_{\text{ц}} = \sqrt{\frac{4Q_{\text{г}}}{\pi}} \sqrt[4]{\frac{\rho_{\text{г}} \zeta}{2 \Delta p}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 6500}{3,14 \cdot 3600}} \sqrt[4]{\frac{105}{2 \cdot 700}} = 0,79 \text{ м.}$$

Устанавливаем циклон диаметром $D_{\text{ц}} = 0,8 \text{ м}$. Фиктивную скорость газов в циклоне определяем по формуле (1.22):

$$v_{\text{г.0}} = \frac{4 \cdot 6500}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,8^2} = 3,6 \text{ м/с.}$$

Рассчитываем по формуле (1.18) гидравлическое сопротивление циклона:

$$\Delta p = \zeta \frac{\rho_{\text{г}} v_{\text{г.0}}^2}{2} = 105 \cdot \frac{0,96 \cdot 3,6^2}{2} = 653 \text{ Па.}$$

Пример 1.10. Рассчитать циклон НИИОГАЗ для выделения частиц сухого материала из воздуха, выходящего из распылительной сушилки. Размер выделяемых частиц $d_{\text{ч}} = 20 \text{ мкм}$, их плотность $\rho_{\text{ч}} = 980 \text{ кг/м}^3$, объем воздуха, поступающего в циклон, $Q_{\text{г}} = 1,5 \text{ м}^3/\text{с}$ при температуре $t = 80 \text{ }^\circ\text{C}$, отношение $\Delta p / \rho_{\text{г}} = 650$.

Решение. При температуре $80 \text{ }^\circ\text{C}$ согласно табл. П.1 приложения плотность воздуха $\rho_{\text{г}} = 1 \text{ кг/м}^3$ и вязкость его $\mu_{\text{г}} = 21,1 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$. Скорость воздуха в циклоне при коэффициенте сопротивления $\zeta_0 = 105$ найдем из формулы (1.18)

$$v_{\text{г.0}} = \sqrt{2 \Delta p / \zeta \rho_{\text{г}}} = \sqrt{2 \cdot 650 / 105} = 3,52 \text{ м/с.}$$

Диаметр циклона определим из уравнения расхода (1.22):

$$D_{\text{ц}} = \sqrt{Q_{\text{г}} / (0,785 v_{\text{г.0}})} = \sqrt{1,5 / (0,785 \cdot 3,52)} = 0,74 \text{ м.}$$

Приняв окружную скорость воздуха в циклоне $w_0 = 12 \text{ м/с}$, скорость осаждения частиц определяем по формуле Стокса (1.14)

$$w_{\text{ос}} = (20 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 12^2 (980 - 1) / (18 \cdot 0,37 \cdot 21,1 \cdot 10^{-6}) = 0,4 \text{ м/с.}$$

Проверим правильность применения этой формулы по числу Рейнольдса Re :

$$Re = w_{\text{ос}} d_{\text{ч}} \rho_{\text{г}} / \mu_{\text{г}} = 0,4 \cdot 20 \cdot 10^{-6} \cdot 1 / (21,1 \cdot 10^{-6}) = 0,38 < 2,$$

т. е. формула Стокса применима.

Приняв скорость воздуха во входном патрубке $v_{\text{вх}} = 20 \text{ м/с}$, площадь сечения его $S_{\text{вх}} = b h = Q_{\text{г}} / v_{\text{вх}} = 1,5 / 20 = 0,075 \text{ м}^2$, где b и h – ширина и высота входного патрубка, м.

Для циклона НИИОГАЗ принимают $h = 3,14 b$, тогда $S_{\text{вх}} = 3,14 b^2 = 0,075 \text{ м}^2$, откуда $b = \sqrt{0,075 / 3,14} = 0,15 \text{ м}$.

Высота патрубка $h = 3,14 b = 3,14 \cdot 0,15 = 0,47 \text{ м}$.

Приняв скорость воздуха в выходном патрубке $v_{\text{вых}} = 10 \text{ м/с}$, найдем его диаметр:

$$d_{\text{вых}} = \sqrt{Q_{\text{г}} / (0,785 v_{\text{вых}})} = \sqrt{1,5 / (0,785 \cdot 10)} = 0,43 \text{ м.}$$

Продолжительность выделения частиц в циклоне при угловой скорости потока $\omega = w_0 / r_2 = 12 / 0,37 = 32,4 \text{ рад/с}$ по формуле (1.15) будет

$$\tau = 18 \cdot 21,1 \cdot 10^{-6} \ln(0,37 / 0,22) / (20 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 32,4^2 \cdot 980 = 0,48 \text{ с.}$$

ГЛАВА 1. Сухие механические пылеуловители

Объем цилиндрической части по формуле (1.16) составит

$$V_{\text{ц}} = 1,5 \cdot 0,3 = 0,45 \text{ м}^3.$$

Высота цилиндрической части циклона при $d_1 = 0,47$ м по формуле (1.17)

$$H_{\text{ц}} = 0,45 / [0,785(0,74^2 - 0,47^2)] = 1,43 \text{ м}.$$

Примем высоту конической части циклона

$$h_{\text{к}} = 1,5 D_{\text{ц}} = 1,5 \cdot 0,74 = 1,1 \text{ м}.$$

Гидравлическое сопротивление циклона по формуле (1.18) составит

$$\Delta p = 0,5 \cdot 105 \cdot 1,3,52^2 = 650 \text{ Па}.$$

Пример 1.11. Подобрать циклон для следующих условий: расход очищаемого воздуха $Q_{\text{г}} = 10000 \text{ м}^3/\text{ч}$, температура воздуха $t = 40 \text{ }^\circ\text{C}$, плотность частиц пыли $\rho_{\text{ч}} = 2900 \text{ кг/м}^3$, медианный диаметр частиц $d_m = 15 \text{ мкм}$.

При температуре $40 \text{ }^\circ\text{C}$ плотность воздуха $\rho_{\text{г}} = 1,128 \text{ кг/м}^3$, динамическая вязкость воздуха $\mu_{\text{г}} = 19,3 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$ (см. табл. П.1 приложения).

Решение.

Примем циклон ЦН-24, скорость воздуха в поперечном сечении циклона $v_{\text{г},0} = 4,5 \text{ м/с}$.

Площадь сечения циклона по формуле (1.20) составит

$$S = Q_{\text{г}} / (3600 \cdot v_{\text{г},0}) = 10000 / (3600 \cdot 4,5) = 0,617 \text{ м}^2.$$

Принимаем к установке один циклон, его диаметр согласно расчету по формуле (1.21) равен:

$$D_{\text{ц}} = 1,13 \cdot S^{1/2} = 1,13 \cdot 0,617^{1/2} = 0,888 \text{ м}.$$

Принимаем циклон с диаметром $D_{\text{ц}} = 0,9 \text{ м}$.

Действительная скорость воздуха в циклоне по формуле (1.22):

$$v'_{\text{г},0} = 1,27 Q_{\text{г}} / (3600 \cdot D_{\text{ц}}^2) = 1,27 \cdot 10000 / (3600 \cdot 0,9^2) = 4,36 \text{ м/с}.$$

Действительная скорость воздуха в циклоне отклоняется от оптимальной:

$$[(4,5 - 4,36) / 4,5] \cdot 100\% = 3 \%, \text{ что допустимо}.$$

Определяем гидравлическое сопротивление циклона.

Принимаем, что выброс очищенного воздуха от одиночного циклона производится в атмосферу.

Коэффициент местного сопротивления циклона по формуле (1.23) равен

$$\zeta_{\text{ц}} = \zeta_{0,\text{г}} K_1 K_2 = 80 \cdot 1,0 \cdot 0,95 = 76,$$

где $\zeta_{0,\text{г}} = 80$ – коэффициент местного сопротивления циклона, отнесенный к скорости в сечении циклона (см. табл. 1.3); $K_1 = 1,0$ – коэффициент, зависящий от диаметра циклона, и $K_2 = 0,95$ – поправочный коэффициент на запыленность воздуха (см. табл. 1.4).

Гидравлическое сопротивление циклона по формуле (1.18) равно:

$$\Delta p = \zeta_{\text{ц}} v_{\text{г},0}^2 \rho_{\text{г}} / 2 = 76 \cdot 4,36^2 \cdot 1,28 / 2 = 814 \text{ Па}.$$

Пример 1.12. Рассчитать степень очистки η в циклонном сепараторе продуктов сгорания угля. Характеристика золы: $d_m = 20$ мкм; $\sigma_{\text{ч}} = 3$; $\rho_{\text{ч}} = 2240$ кг/м³; плотность дымовых газов в нормальных условиях $\rho_0 = 1,31$ кг/м³, динамическая вязкость газовой смеси в рабочих условиях $\mu_r = 6,55 \cdot 10^{-6}$ Па·с. Расход газа при рабочих условиях $Q_r = 10000$ м³/ч (2,78 м³/с), зольность $S_1 = 42$ г/м³, температура газа $t = 140$ °С.

Решение. Расчеты характеристик осаждения золы в индивидуальном циклоне выполняем в следующем порядке.

Задаемся типом циклона. Принимаем к расчету циклон типа ЦН-11. По табл. 1.1 принимаем значение оптимальной скорости потока в циклоне $v_{\text{опт}} = 3,5$ м/с.

Подсчитываем скорость потока в циклоне диаметром 1000 мм (1.22):

$$v_{r.0} = \frac{2,78}{0,785 \cdot 1,0^2 \cdot 1,0} = 3,54 \text{ м/с.}$$

Подбираем значения ζ_{500} , K_1 , K_2 , для циклона ЦН-11, работающего на выхлоп в атмосферу, по табл. 1.2 - 1.4 и определяем коэффициент гидравлического сопротивления циклона (1.23):

$$\zeta = 1,0 \cdot 0,92 \cdot 250 = 230.$$

Вычисляем диаметр циклона (формула 1.21):

$$D_{\text{ц}} = \left(\frac{10000}{3600 \cdot 0,785 \cdot 3,5 \cdot 1,0} \right)^{1/2} = 1,005 \text{ м.}$$

Принимаем стандартный диаметр циклона $D_{\text{ц}} = 1000$ мм.

Вычисляем плотность дымовых газов в рабочих условиях по уравнению Клапейрона:

$$\rho_r = 1,31 \cdot 273 / (273 + 140) = 0,87 \text{ кг/м}^3.$$

Определяем потери давления в циклоне (формула 1.24):

$$\Delta p = 230 \cdot 0,87 \cdot 3,54^2 / 2 = 1254 \text{ Па.}$$

Величина потерь давления достаточно высока, однако может быть обеспечена дымососами обычных марок, устанавливаемых в котельных.

Из табл. 1.1. находим значение $d_{50} = 3,65$ мкм для циклона ЦН-11 диаметром $D_{\text{ц}}^r = 600$ мм при табличной плотности частиц $\rho_{\text{ч}}^r = 1930$ кг/м³ и вязкости газа-носителя $\mu_r^r = 22,2 \cdot 10^{-6}$ Па·с, а также величину $\lg \sigma_{\eta}^r = 0,352$.

Пересчитаем значение d_{50} при рабочих условиях по формуле (1.25):

$$d_{50} = 3,65 \left(\frac{1000}{600} \cdot \frac{1930}{2240} \cdot \frac{6,55 \cdot 10^{-6}}{22,2 \cdot 10^{-6}} \cdot \frac{3,5}{3,54} \right) = 2,36 \text{ мкм.}$$

Определяем параметр осаждения по формуле (1.26):

$$x = \frac{\lg \frac{20}{2,36}}{\sqrt{0,352^2 + \lg^2 3}} = 1,565.$$

ГЛАВА 1. Сухие механические пылеуловители

Находим по табл. П.2 приложения значение интеграла вероятности $\Phi(x) = 0,941$ и приравниваем к нему величину коэффициента очистки $\eta = 94,1 \%$.

Такой результат позволяет использовать циклон только для предварительной очистки дымовых газов заданного состава, поскольку в этом случае достигается низкое качество очистки, что подтверждается расчетом валового выброса загрязнителя в атмосферу после циклона. При заданных условиях (содержание золы $C_1 = 42 \text{ г/м}^3$, количество дымовых газов $Q_r = 10000 \text{ м}^3/\text{ч}$) суточный выброс золы после циклона составит:

$$M = C_1 Q_r (1 - \eta) = 0,042 \cdot 10000 (1 - 0,941) 24 = 595 \text{ кг.}$$

Попытаемся увеличить коэффициент очистки, выбрав циклон с более высоким сопротивлением. Чтобы суточный выброс золы от одного парогенератора не превосходил 100 кг, коэффициент очистки должен быть не ниже 99 %. Вычислим по формуле (1.31) требуемую для этого величину коэффициента сопротивления:

$$\zeta = 230 \left(\frac{100 - 94,1}{100 - 99} \right)^2 \cdot \frac{3,54}{3,5} \cdot \frac{1000}{1000} = 8000 .$$

Отечественная промышленность такие циклоны серийно не выпускает. Их сопротивление на порядок превысило бы возможности тягодутьевых установок типовых котельных. Следовательно, для заданных условий циклон неприемлем как индивидуальное средство очистки и может служить лишь в качестве первой ступени перед аппаратами тонкой очистки.

Приближенное определение эффективности улавливания пыли в циклоне может быть выполнено с помощью номограммы (рис. 1.3) с учетом типа циклона, его диаметра, гидравлического сопротивления, среднего медианного размера пыли, ее плотности, температуры среды или номограмм (рис. 1.4, 1.5).

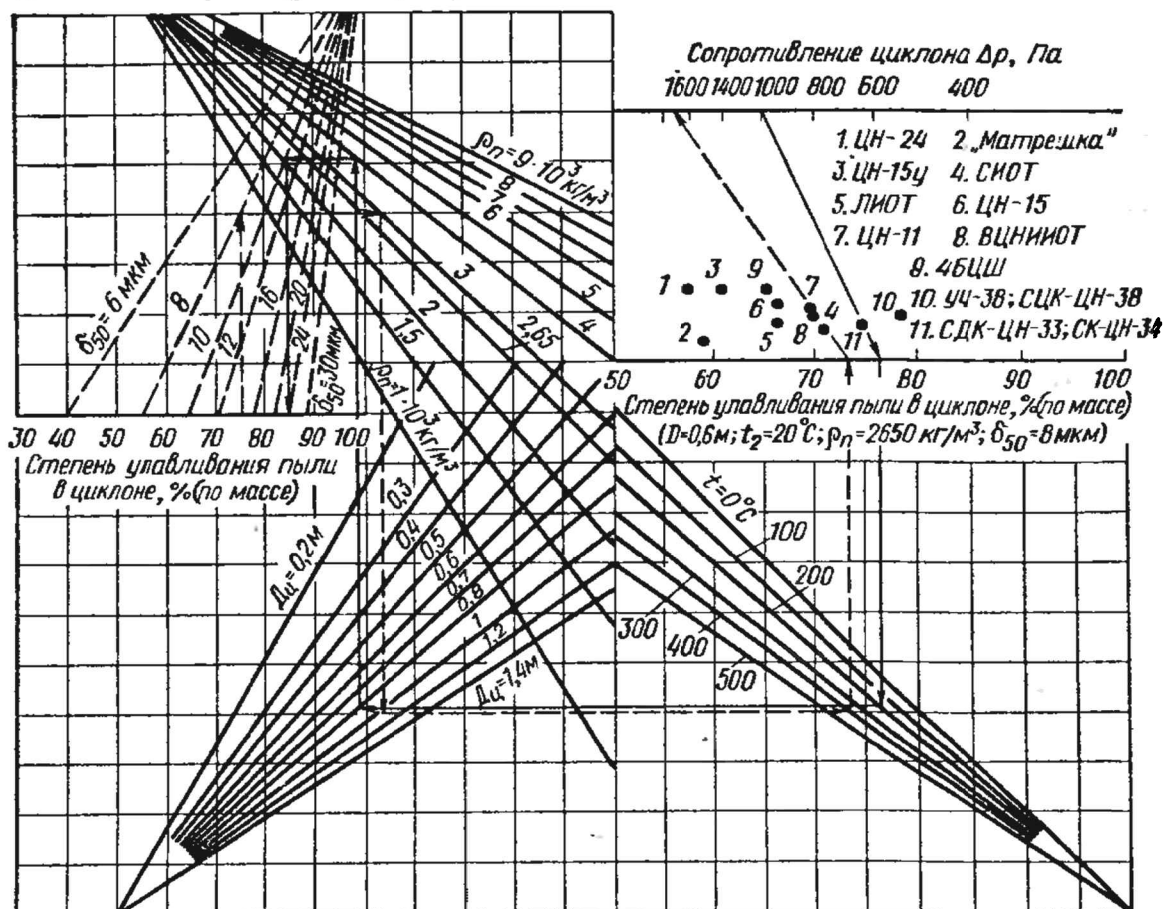


Рис. 1.3. Номограмма для определения эффективности циклона

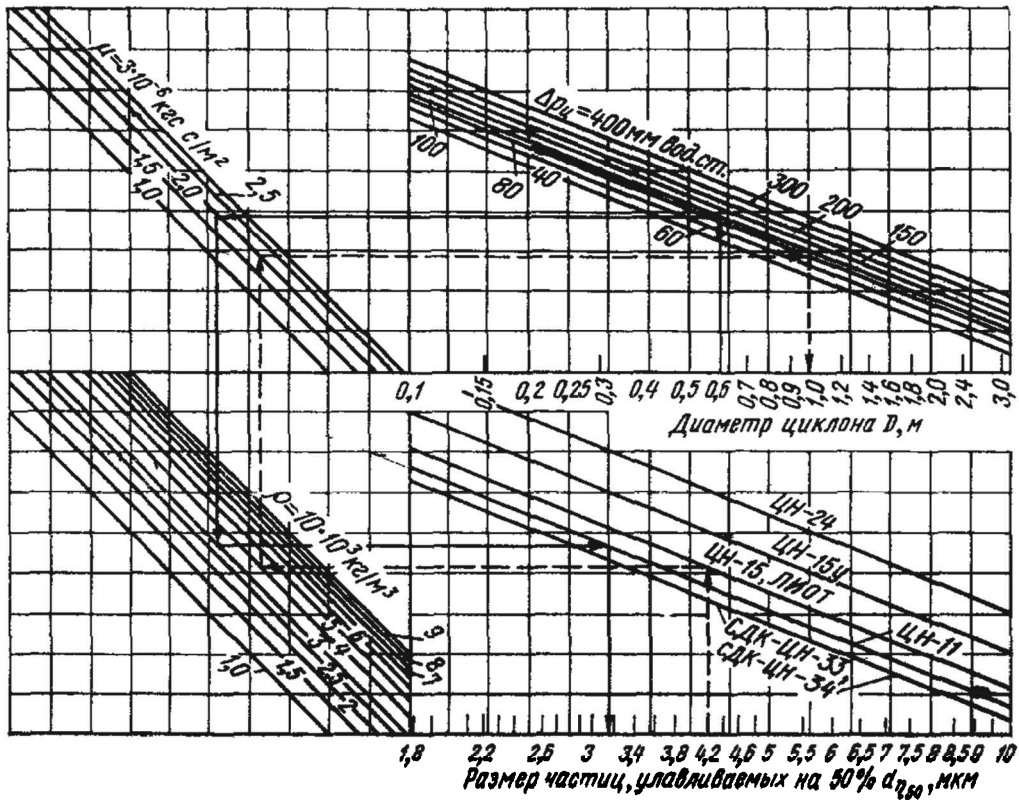


Рис. 1.4. Номограмма для определения размера $d_{\eta=50}$

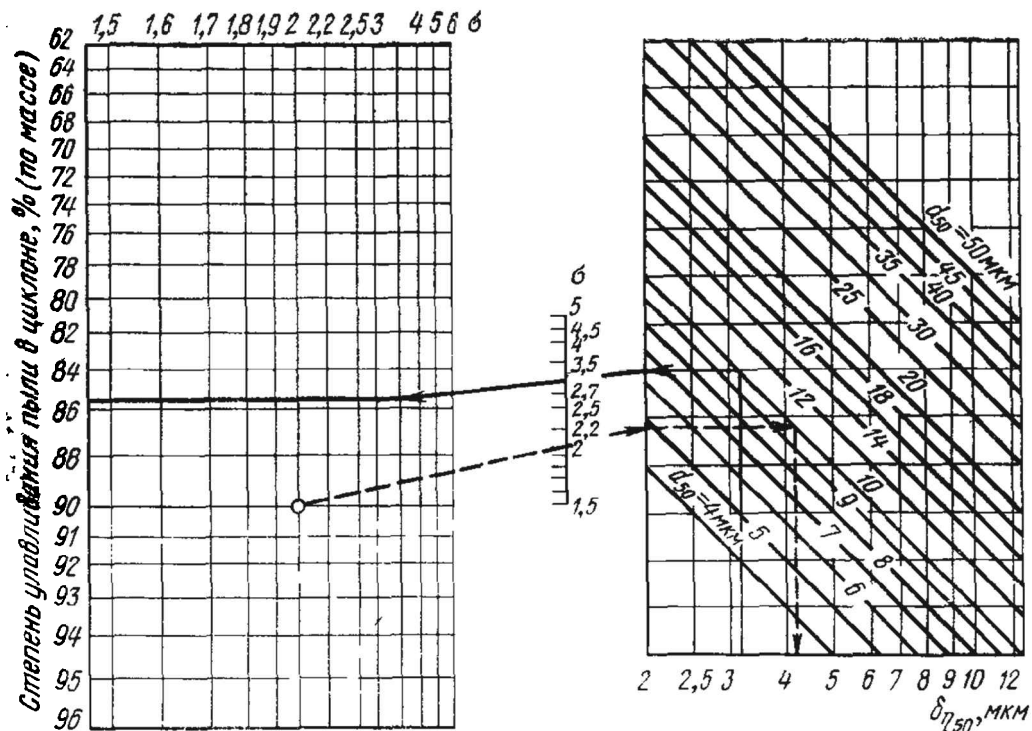


Рис. 1.5. Номограмма для определения степени улавливания пыли в циклонах:

d_m — средний размер первичных пылинок (медианный размер); σ — показатель полидисперсности

По номограмме рис. 1.4 находят размер частиц, 50 % которых могут быть уловлены в выбранном циклоне при заданных условиях, а по номограмме (рис. 1.5) определяют степень улавливания пыли в зависимости от ее дисперсного состава, т. е. от медианного диаметра d_m и стандартного отклонения σ .

Пример 1.13. Определить эффективность улавливания пыли в циклоне СДК-ЦН-33 при следующих условиях: гидравлическое сопротивление циклона $\Delta p = 1000$ Па; средний медианный размер пыли $d_m = 8$ мкм; плотность частиц пыли $\rho_{\text{ч}} = 3000$ кг/м³; диаметр циклона $D_{\text{ц}} = 1000$ мм; температура очищаемого газа $t = 400$ °С.

Точку на шкале номограммы (см. рис. 1.3) в верхнем правом углу, выражающую сопротивление циклона, 1000 Па, соединяем с точкой 11, соответствующей циклону, и проводим прямую до пересечения с горизонтальной шкалой в правой средней части номограммы. Из точки пересечения проводим вертикальную линию до пересечения с линией, характеризующей температуру газа. Из точки пересечения - горизонтальную линию до пересечения с линией, выражающей диаметр циклона. Затем - вертикальную линию до пересечения с линией, характеризующей плотность пыли, после этого - горизонтальную линию до пересечения с линией, выражающей средний медианный размер частиц пыли. Вертикальная линия, проведенная из точки пересечения до шкалы эффективности, пересекается с ней в точке, характеризующей эффективность $\eta = 85$ %.

Пример 1.14. Определить, каким будет гидравлическое сопротивление циклона ВЦНИИОТ при следующих условиях: требуемая эффективность улавливания $\eta = 75$ %; средний медианный размер пыли $d_m = 8$ мкм; плотность частиц пыли $\rho_{\text{ч}} = 3000$ кг/м³; диаметр циклона $D_{\text{ц}} = 1000$ мм; температура газа $t = 400$ °С.

На горизонтальной шкале в левой части номограммы (см. рис. 1.3) находим точку, соответствующую эффективности $\eta = 75$ %. Из этой точки проводим линию до пересечения с линией $d_m = 8$ мкм, затем до пересечения с линией $\rho_{\text{ч}} = 3000$ кг/м³; до линии $D_{\text{ц}} = 1000$ мм; до линии $t = 400$ °С. Из найденной точки поднимаемся до горизонтальной шкалы в правой части номограммы. Найденную точку соединяем с точкой 8, характеризующей циклон ВЦНИИОТ. Продолжая линию до пересечения со шкалой сопротивлений циклона в верхнем правом углу, находим $\Delta p \approx 1500$ Па.

Пример 1.15. Определить эффективность улавливания пыли в циклоне ЦН-11 диаметром 0,6 м при гидравлическом сопротивлении $\Delta p = 981$ Па (100 мм вод. ст.), динамической вязкости газа $\mu_{\text{г}} = 18,5 \cdot 10^{-6}$ Па·с, плотности частиц пыли $\rho_{\text{ч}} = 2640$ кг/м³. Средний медианный размер частиц пыли $d_m = 10$ мкм, $\sigma_{\text{ч}} = 3$.

На номограмме рис. 1.4 находим точку, соответствующую $D_{\text{ц}} = 0,6$ м, от нее проводим стрелки по вертикали, затем по горизонтали и находим $d_{\eta(50)} \approx 3,2$ мкм. Эту величину откладываем на оси абсцисс номограммы рис. 1.5 и от этой точки проводим вертикаль до пересечения с линией, которая соответствует заданному значению $d_m = 10$ мкм, от точки пересечения проводим горизонталь до оси ординат. На вспомогательной вертикальной шкале σ находим соответствующую точку $\sigma_{\text{ч}} = 3$ и проводим прямую линию через эту точку и ранее найденную ординату до пересечения с вертикальной линией, соответствующей значению $\sigma_{\text{ч}} = 3$. Ордината этой точки на левой шкале дает степень улавливания пыли в циклоне, (% мас.). Для данного примера $\eta \approx 85,6$ %.

По этим номограммам может быть решена и обратная задача — нахождение гидравлического сопротивления или диаметра циклона для обеспечения заданной степени очистки.

Пример 1.16. Определить диаметр циклона типа ЦН-15, обеспечивающего улавливание пыли на 90 %. Средний медианный размер частиц $d_m = 10$ мкм; $\sigma_{\text{ч}} = 2$; плотность частиц пыли $\rho_{\text{ч}} = 4000$ кг/м³, динамическая вязкость газа $\mu_{\text{г}} = 20 \cdot 10^{-6}$ Па·с; гидравлическое сопротивление циклона $\Delta p = 784,8$ Па (80 мм вод ст.).

На номограмме рис. 1.5 находим точку, соответствующую степени улавливания $\eta = 90$ % и $\sigma_{\text{ч}} = 2$. Через эту точку и точку $\sigma_{\text{ч}} = 2$ на вспомогательной вертикали $\sigma_{\text{ч}}$ проводим линию до пересечения с ординатой правой части графика. Через полученную точку проводим горизонталь до пересечения с линией $d_m = 10$ мкм и на абсциссе находим величину $d_{\eta(50)} = 4,2$

мкм. Эту величину откладываем на нижней шкале номограммы рис. 1.4 и последовательно, проведя вертикали и горизонталы, находим диаметр циклона $D_{ц} = 1$ м.

1.3. Батарейные циклоны

При необходимости обеспечения большой пропускной способности используют батарейные циклоны (мультициклоны). Они состоят из циклонных элементов, объединенных в одном корпусе и имеющих общий бункер (рис. 1.6).

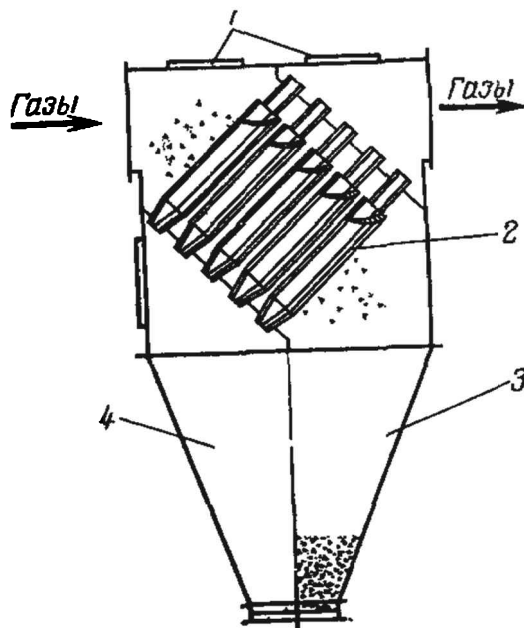


Рис. 1.6. Батарея мультициклонов:

1 — люк для ревизии; 2 — мультициклон; 3 — бункер для крупных частиц пыли;
4 — бункер для частиц пыли, уловленных в мультициклоне

Подключение циклонов параллельное от общего коллектора загрязненных газов, отвод очищенного газа также объединен. Циклонные элементы могут быть с возвратным потоком или прямоточные.

Расчет групповых и батарейных циклонов. Расчеты циклонов, работающих параллельно в групповой установке, выполняют так же, как и индивидуальных. Ухудшение степени очистки вследствие неравномерности распределения потоков и перетоков пыли из одного циклона в другой через общий бункер во внимание не принимается.

Расчеты батарейных циклонов выполняют в следующем порядке.

1. Задаются оптимальной скоростью потока $v_{\text{опт}}$ в пределах 3,5...5 м/с. Нижний предел лимитируется опасностью забивания направляющего аппарата, верхний - интенсификацией абразивного износа элементов и уноса пыли.

2. Рассчитывают расход газа, м³/с, через один элемент площадью S_1 :

$$Q_{г.1} = v_{\text{опт}} S_1 = 0,785 v_{\text{опт}} D_{ц}^2. \quad (1.32)$$

Диаметр циклонного элемента $D_{ц.1}$ обычно принимают в пределах 250 мм. Дальнейшее уменьшение диаметра не приводит к увеличению степени очистки.

3. Определяют число элементов:

$$N = Q_r / Q_{г.1}. \quad (1.33)$$

ГЛАВА 1. Сухие механические пылеуловители

4. По табл. 1.6 принимают типовую конструкцию батарейного циклона с близкой пропускной способностью и числом элементов таким образом, чтобы скорость в отдельном элементе не выходила за пределы оптимальных значений.

Т а б л и ц а 1.6

Технические характеристики батарейных циклонов с возвратно-поточными элементами

Тип циклона	Число элементов N , шт.	Оптимальная скорость газов в элементе $v_{\text{опт}}$, м/с	Пропускная способность Q_r , м ³ /с	Коэффициент сопротивления ζ	Тип направляющего аппарата элемента	Область применения
ЦБ-254Р	25; 30; 40; 50; 60; 80	4,5	5,5...16	90	Розетка	Очистка высокотемпературных газов (до 400 °С) от золы и пыли
БЦ-2	20; 25; 30; 36; 42; 46	4,5	4,2; 5,25; 6,3; 7,55; 9,2; 11,7	65	Розетка	Очистка невоспламеняющихся и пожаровзрывоопасных аэрозолей с температурой до 150 °С
ПБЦ	24; 36; 48; 92; 116; 140	3,5	3,3; 7; 9,7; 13,9; 20,8; 27,8	120	полуулиточный	То же

5. По уточненной скорости потока в элементе определяют аэродинамическое сопротивление циклона Δp :

$$\Delta p = \zeta \rho_r v_0^2 / 2,$$

где коэффициент местного сопротивления циклона равен:

$$\zeta = K_1 K_2 \zeta_{0,T} + K_3, \quad (1.34)$$

где K_3 – коэффициент, зависящий от компоновки циклонов (табл. 1.7).

Т а б л и ц а 1.7

Поправочный коэффициент K_3 на способ компоновки группы (для циклонов ЦН)

Характеристика компоновки	K_3
Круговая компоновка, нижний подвод очищаемых газов к каждому циклону;	60
Прямоугольная компоновка: подвод газов в общую камеру	60
отвод очищенных газов из общей камеры	35
улиточный отвод от каждого циклона	28

6. Коэффициент очистки газа в элементе циклона η_1 определяют по методике расчета индивидуального циклона, используя опытные значения d_{50} и $\lg \sigma_{\text{ч}}$ принятого типа элемента (табл. 1.8).

Т а б л и ц а 1.8

Рабочие характеристики циклонных элементов

Характеристики	Тип элемента				
	«розетка» $\alpha = 25^\circ$ $D = 250$ мм	«розетка» $\alpha = 30^\circ$ $D = 250$ мм	«Энерго-уголь» $D = 250$ мм	«Энерго-уголь» $D = 230$ мм	Прямоточный ЦКТИ $D = 250$ мм
d_{50}	3,85	5	3	2,85	4
$\lg \sigma_{\text{ч}}$	0,46	0,46	0,325	0,325	0,325

Примечания. Значения d_{50} получены для элементов типа "розетка" и "Энергоуголь" при скорости потока $v_{r,0} = 4,5$ м/с, динамической вязкости газов $\mu_r = 23,7 \cdot 10^{-6}$ Па·с, плотности частиц $\rho_{\text{ч}} = 2200$ кг/м³, а для прямоточных элементов - при скорости потока $v_{r,0} = 12$ м/с, динамической вязкости газа $\mu_r = 18,8 \cdot 10^{-6}$ Па·с, плотности частиц $\rho_{\text{ч}} = 2200$ кг/м³ и рециркуляции из бункера до 10 % от расхода подаваемого газа.

Коэффициент очистки газа в батарейном циклоне при большом числе элементов может быть ниже на 20...25 %, чем в одиночном элементе, что обязательно следует учитывать при выборе средств очистки.

Пример 1.17. Определить число циклонных элементов диаметром $D_{\text{ц.1}} = 250$ мм в батарейном циклоне производительностью при нормальных условиях $Q_{r,0} = 10000$ м³/ч газа при температуре $t = 180$ °С и атмосферном давлении. Коэффициент гидравлического сопротивления элемента $\zeta = 85$, величина $\Delta p / \rho_r = 700$. Расчетное уравнение для определения приведенной скорости газа в циклоне $\Delta p = \zeta \rho_r v_{r,0}^2 / 2$.

Решение. Определим скорость газа в циклонном элементе

$$v_{r,0} = [(\Delta p / \rho_r) 2 / \zeta]^{1/2} = (700 \cdot 2 / 85)^{1/2} = 4 \text{ м/с.}$$

Площадь поперечного сечения одного элемента

$$S_1 = \pi D_{\text{ц.1}}^2 / 4 = 3,14 \cdot 0,25^2 / 4 = 0,05 \text{ м}^2.$$

Объемную производительность одного элемента определим по уравнению расхода

$$Q_{r,1} = v_{r,0} S_1 = 4 \cdot 0,05 \cdot 3600 = 705 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Расход газа в рабочих условиях определим по уравнению состояния для идеального газа

$$Q_r = Q_{r,0} (273 + t) / 273 = 10000(273 + 180) / 273 = 16600 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Найдем число циклонных элементов

$$N = Q_r / Q_{r,1} = 16600 / 705 = 23,6.$$

Принимаем $N = 24$ шт.

Пример 1.18. Рассчитать батарейный циклон для улавливания пыли из газа, объемный расход которого $Q_r = 4,17$ м³/с, плотность газа $\rho_r = 0,8$ кг/м³.

Решение. Выбираем батарейный циклон с элементами диаметром $D_{\text{ц.1}} = 150$ мм (завихряющее устройство — винт), коэффициент сопротивления элемента $\zeta = 90$. Принимаем отношение перепада давления в циклоне к плотности газа $\Delta p / \rho_r = 650$ (для эффективной работы циклона это отношение должно быть в пределах 550...750).

ГЛАВА 1. Сухие механические пылеуловители

Рассчитываем производительность одного элемента по запыленному газу:

$$Q_{r,1} = \frac{\pi D_{ц1}^2}{4} v_{r,0} = \frac{\pi D_{ц1}^2}{4} \sqrt{\frac{2 \Delta p}{\rho_r \zeta}} = 1,11 \cdot D_{ц1}^2 \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho_r \zeta}}.$$

Требуемое число элементов циклона составляет:

$$N = \frac{Q_r}{Q_{r,1}} = \frac{Q_r}{1,11 \cdot D_{ц1}^2} \sqrt{\frac{\rho_r \zeta}{\Delta p}} = \frac{4,17}{1,11 \cdot 0,15^2} \sqrt{\frac{90}{650}} = 62,3.$$

Согласно каталогу на батарейные циклоны, принимаем $N = 64$.

Определяем гидравлическое сопротивление циклона:

$$\Delta p = 650 \rho_r = 650 \cdot 0,8 = 520 \text{ Па}.$$

Пример 1.19. Требуется очистить от пыли в циклонах типа НИИОГАЗ $Q_r = 40000 \text{ м}^3$ газа за 1 ч при температуре $t = 250 \text{ }^\circ\text{C}$.

Плотность влажного газа, приведенная к нормальным условиям, составляет $\rho_r = 1,293 \text{ кг/м}^3$ (см. табл. П.1 приложения), плотность частиц пыли $\rho_{ч} = 1500 \text{ кг/м}^3$. Барометрическое давление равно $P = 99750 \text{ Па}$ (750 мм рт. ст.). На входе в циклон газы находятся под разрежением $\Delta p_p = 1330 \text{ Па}$ (10 мм вод. ст.). Гидравлическое сопротивление Δp группы циклонов НИИОГАЗ, устанавливаемой для очистки этих газов, не должно превышать 686,7 Па (70 мм вод. ст.).

Характеристика подлежащей улавливаю пыли, определенная методом воздушной сепарации

Фракция d_i , мкм	Принятый средний размер частиц d_m , мкм	Содержание фракции g_i , (% масс.)
< 5	2,5	10
5...10	7,5	15
10...30	20	26
30...50	40	38
>50	50	11

Начальная запыленность газов равна 20 г/м^3 (норм.); степень улавливания пыли η должна быть не ниже 80 %.

Решение. Устанавливаем группу циклонов типа ЦН-15 диаметром $D_{ц} = 800 \text{ мм}$. Коэффициент гидравлического сопротивления единичного циклона такого типа равен $\zeta_1 = 140$, а группы циклонов в 1,1 раза больше. Определим по уравнению состояния идеального газа плотность газа при рабочих условиях:

$$\rho_r = \rho_0 \frac{T_0 P}{T P_0} = \rho_0 \frac{T_0 (P - p_p)}{T P_0} = 1,293 \cdot \frac{273(750 - 1,0)}{(273 + 250) 760} = 0,665 \text{ кг/м}^3.$$

Так как по заданию сопротивление группы циклонов Δp не должно превышать 686,7 Па (70 мм вод. ст.), то сопротивление одиночного циклона должно быть не более $\Delta p_1 = \Delta p / 1,1 = 686,7 / 1,1 = 618$ Па (63 мм вод. ст.).

По формуле (1.24)

$$\frac{\Delta p}{\rho_r} = \zeta \frac{v_{r,0}^2}{2}$$

находим, что

$$v_{r,0} = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho_r \zeta}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 618}{0,643 \cdot 140}} \approx 3,7 \text{ м/с.}$$

При этом производительность одного циклона составит

$$Q_{r,1} = \frac{\pi D_{ц}^2}{4} 3600 v_{r,0} = \frac{3,14 \cdot 0,8^2}{4} \cdot 3600 \cdot 3,7 = 6650 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Число циклонов в группе

$$N = Q_r / Q_{r,1} = 40000 / 6650 = 6,$$

т. е. группа должна состоять из шести циклонов.

Расчет эффективности улавливания пыли проводится с использованием формулы (1.10), а также рис. 1.3 или 1.5 (см. пример 1.15).

Пример 1.20. Рассчитать степень очистки в батарейном циклоне дымовых газов котлоагрегата из трех котлов при температуре $t = 170$ °С, динамической вязкости газа в рабочих условиях $\mu_r = 5,63 \cdot 10^{-6}$ Па·с, плотности частиц пыли $\rho_{ч} = 2700$ кг/м³, объемном расходе газа $Q_r = 130000$ м³/ч. Характеристики выбросов: $d_m = 30$ мкм, $\sigma_{ч} = 3$.

Решение.

Принимаем по табл. 1.8 значение оптимальной скорости

$$v_{\text{опт}} = 5 \text{ м/с.}$$

Определяем расход газа через один циклонный элемент, принимая его диаметр $D_{ц,1} = 250$ мм:

$$Q_{r,1} = 0,785 D_{ц,1}^2 v_{\text{опт}} = 0,785 \cdot 0,25^2 \cdot 5 = 0,245 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Определяем число элементов:

$$N = Q_r / (3600 Q_{r,1}) = 130000 / (3600 \cdot 0,245) = 3,61 / 0,245 = 148 \text{ шт.}$$

Выбираем два батарейных циклона типа ЦБ-254Р, составленных из 80 возвратно-поточных элементов с направляющими типа "розетка". При выборе типа циклона, кроме его соответствия по числу элементов, принималась во внимание и возможность работы при температуре среды выше 150 °С. Зола, образующаяся при сгорании бурых углей - не слипающаяся, что допускает использование направляющих типа "розетка".

Проверяем скорость потока через 1 элемент:

$$v_{r,0} = Q_r / (0,785 D_{ц,1}^2 N) = 130000 / (3600 \cdot 0,785 \cdot 0,25^2 \cdot 160) = 4,6 \text{ м/с,}$$

что близко к оптимальной скорости (4,5 м/с) для выбранного типа батарейного циклона.

ГЛАВА 1. Сухие механические пылеуловители

Принимаем по табл. 1.6 коэффициент гидравлического сопротивления элемента $\zeta = 90$ и вычисляем плотность дымовых газов в рабочих условиях (при температуре 170 °С)

$$\rho_r = \rho_0 \frac{T_0}{T} = 1,293 \cdot \frac{273}{273+170} = 0,81 \text{ кг/м}^3.$$

Определяем потери давления в циклоне:

$$\Delta p = \zeta \frac{\rho_r v_{r,0}^2}{2} = 90 \cdot \frac{0,81 \cdot 4,6^2}{2} = 771 \text{ Па.}$$

Величина потери давления в циклоне приемлема для тягодутьевых устройств типовых котельных.

Принимаем по табл. 1.8 значения $d_{50} = 3,8$ мкм и $\lg \sigma_\tau = 0,46$ для элемента типа "розетка" с углом наклона завихрителей 25°.

Пересчитываем по формуле (1.25) значение d_{50} при рабочих условиях:

$$d_{50} = d_{50}^r \left(\frac{D_{ц.т}}{D_{ц.г}} \cdot \frac{\rho_{ч.г}}{\rho_{ч}} \cdot \frac{\mu_r}{\mu_{r.г}} \cdot \frac{v_{r.г}}{v_{r,0}} \right)^{1/2} = 3,85 \left(\frac{250}{250} \cdot \frac{2200}{2700} \cdot \frac{5,63 \cdot 10^{-6}}{23,7 \cdot 10^{-6}} \cdot \frac{4,5}{4,6} \right) = 1,68 \text{ мкм.}$$

Подсчитываем по формуле (1.26) параметр осаждения x и по табл. П.3 приложения находим соответствующее ему значение интеграла вероятности $\Phi(x)$:

$$x = \frac{\lg \frac{d_m}{d_{50}}}{\lg^2 \sigma_\tau + \lg^2 \sigma_\tau} = \frac{\lg \frac{30}{1,68}}{\sqrt{0,46^2 + \lg^2 3}} = 1,889.$$

По табл. П.3 приложения находим

$$\Phi(x) = 0,9412.$$

Следовательно, расчетная степень очистки $\eta = 94,12$ %.

1.4. Вихревые пылеуловители

В вихревом пылеуловителе, как и в циклоне, сепарация пыли основана на использовании центробежных сил. Основным их отличием от циклонов является наличие вспомогательного закручивающего газового потока.

Применяют два вида вихревых пылеуловителей: сопловые (рис. 1.7, а) и лопаточные (рис. 1.7, б).

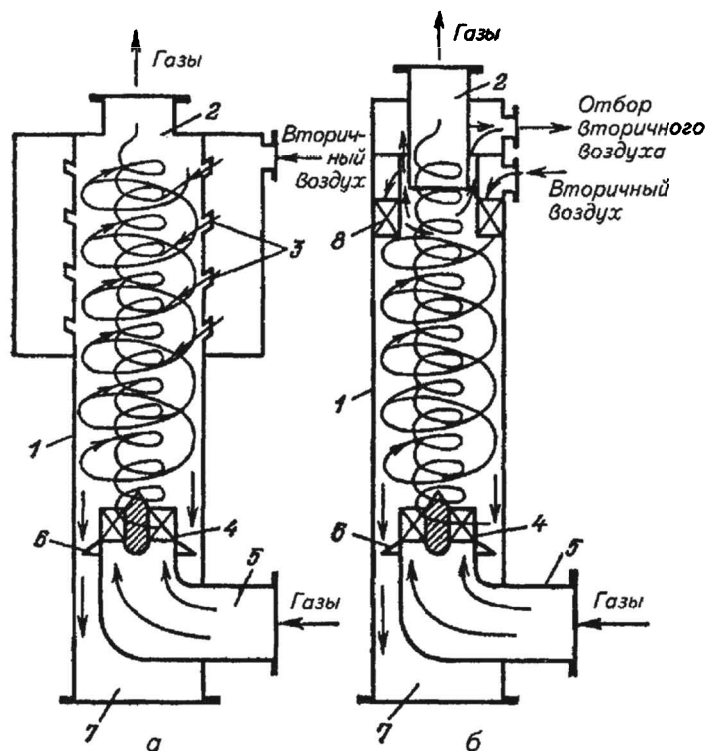


Рис. 1.7. Конструкции вихревых пылеуловителей:

а - сопловые; *б* - лопаточные;

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

Вихревой пылеуловитель можно применять для очистки вентиляционных и технологических выбросов от мелкодисперсной пыли. В нем достигается весьма высокая для аппаратов, основанных на использовании центробежных сил, эффективность очистки $\eta = 98 \dots 99 \%$ и выше.

Вихревой пылеуловитель выбирают исходя из расхода запыленного газа, по которому можно рассчитать диаметр аппарата:

$$D_a = (4Q_r / \pi v_r)^{0,5} \quad (1.35)$$

где Q_r - объемный расход запыленного газа, $\text{м}^3/\text{с}$; v_r - скорость газа в рабочей зоне пылеуловителя, $\text{м}/\text{с}$ (рекомендуется принимать в пределах $5 \dots 12 \text{ м}/\text{с}$).

Критический диаметр частиц, полностью улавливаемых в пылеуловителе, может быть рассчитан по одной из зависимостей:

$$d_{кр} = \left[(v_r / H) \ln(D_a / D_{тр}) / \left\{ (1/18 \mu_r) (\rho_q - \rho_r) \omega^2 \right\} \right]^{0,5}; \quad (1.36)$$

$$d_{кр} = (3/2\pi s) \left[(\mu_r / \rho_q) \tau \ln(1 + Q_2 / Q_1) \right]^{0,5}, \quad (1.37)$$

где H — высота пылеулавливающей камеры, м ; $D_{тр}$ - диаметр патрубка для подвода запыленного газа, м ; ω = угловая скорость газового потока в аппарате, с^{-1} ; s - число оборотов потока газа в пылеуловителе, $\tau = 1/2 \pi R_1^2 H / (Q_1 + Q_2)$ - время пребывания газа в ядре потока, с ; R_1 - радиус ядра потока, принимаемый равным радиусу ввода первичного потока, м ; Q_1, Q_2 - объемный расход первичного и вторичного потоков газа, $\text{м}^3/\text{с}$.

ГЛАВА 1. Сухие механические пылеуловители

Эффективность пылеулавливания η (%) является основным критерием, по которому оценивается работа вихревого пылеуловителя, и определяется как отношение количества уловленной пыли к общему количеству пыли, поступающему в аппарат:

$$\eta = \frac{C_n - C_k}{C_n} \cdot 100 \quad (1.38)$$

Так как запыленный газ в пылеуловитель может подаваться двумя потоками - через верхний и нижний подводящие патрубки, то общая эффективность очистки будет определяться в зависимости от распределения потоков по вводам:

$$\eta = \frac{Q_1 \eta_1 + Q_2 \eta_2}{Q_r} \quad (1.39)$$

где η_1 и η_2 - эффективность пылеулавливания в первичном и вторичном потоках газа.

Величины η_1 и η_2 (%) могут быть рассчитаны по зависимостям:

$$\eta_1 = \frac{D_{1п}^2 - 4r_{1i}^2}{D_{1п}^2 - D_{вт}^2} \cdot 100 \quad (1.40)$$

$$\eta_2 = \frac{D_a^2 - 4r_{2i}^2}{D_a^2 - D_{2п}^2} \cdot 100 \quad (1.41)$$

где $D_{1п}$ - диаметр ввода первичного потока; $D_{вт}$ - диаметр втулки аксиального завихрителя; r_{1i}, r_{2i} - радиус, на котором частица входит в аппарат с потоками газа; D_a - диаметр аппарата; $D_{2п}$ - внутренний диаметр вторичного потока.

Гидравлическое сопротивление вихревых пылеуловителей рассчитывают по известной зависимости, аналогичной применяемой для расчета циклонов:

$$\Delta p = \zeta v_r^2 \rho_r / 2,$$

где v_r - скорость газа в рабочей зоне аппарата, м/с; ζ - коэффициент гидравлического сопротивления, рассчитываемый по скорости v_r .

Пример 1.21. Определить конструктивные размеры, гидравлическое сопротивление и эффективность очистки пыли в вихревом пылеуловителе при следующих исходных данных:

производительность по запыленному воздуху Q_r , м ³ /ч (м ³ /с)	2400 (0,67)
скорость воздуха в рабочей зоне аппарата v_r , м/с	до 10
температура воздуха, поступающего на очистку t , °С	95
плотность частиц пыли $\rho_{ч}$, кг/м ³	4280
начальная запыленность воздуха C_n , кг/кг	0,0167
давление в аппарате p , МПа	0,1

Дисперсный состав пыли:

d_i , мкм	0...5	5...10	10...30	30...50
Δg , %	10	80	5	5

Решение. Определяем геометрические размеры аппарата. Диаметр вихревого пылеуловителя по (1.35):

$$D_a = \left(\frac{4Q_r}{\pi v_r} \right)^{0,5} = \left(\frac{4 \cdot 2400}{3600 \cdot 3,14 \cdot 10} \right)^{0,5} = 0,29 \text{ м.}$$

Принимаем диаметр аппарата $D_a = 0,3$ м.

Действительная скорость газа в аппарате:

$$v_2 = \frac{4Q_r}{\pi D_a^2} = \frac{4 \cdot 2400}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,3^2} = 9,8 \text{ м/с.}$$

Определяем значения вспомогательных коэффициентов χ_1 и χ_2 для расчета диаметров ввода нижнего потока D_1 и вывода очищенного воздуха $D_{\text{вых}}$, задаваясь коэффициентами $\alpha = S_2/S_1 = 2$ и $\gamma = v_r/v_1 = 0,5$ (где S_1, S_2 - проходные сечения патрубков верхнего и нижнего потоков, v_1 - скорость газа в верхнем патрубке):

$$\chi_1 = \left(\frac{\gamma}{1+\alpha} \right)^{0,5} = \left(\frac{0,5}{1+2} \right)^{0,5} = 0,408 ;$$

$$\chi_2 = \left(1 - \frac{\alpha\gamma}{1+\alpha} \right)^{0,5} = \left(\frac{1-2 \cdot 0,5}{1+2} \right)^{0,5} = 0,801 .$$

Диаметр ввода нижнего потока:

$$D_1 = \chi_1 D_a = 0,408 \cdot 0,3 = 0,12 \text{ м.}$$

Диаметр патрубка вывода очищенного воздуха:

$$D_{\text{вых}} = \chi_2 D_a = 0,801 \cdot 0,3 = 0,22 \text{ м.}$$

Высота рабочей зоны аппарата:

$$H_{\text{р.з.}} = (2,8 \dots 3,1) D_a = 3,1 \cdot 0,3 = 0,93 \text{ м.}$$

Примем высоту $H_{\text{р.з.}} = 1$ м.

Диаметр отбойной шайбы

$$D_{\text{ш}} = (0,9 \dots 0,95) D_a = 0,93 \cdot 0,3 = 0,28 \text{ м.}$$

Площадь ввода верхнего и нижнего потоков:

$$S_2 = S - S_{\text{вых}} = \frac{\pi}{4} (D_a^2 - D_{\text{вых}}^2) = \frac{3,14}{4} (0,3^2 - 0,22^2) = 0,033 \text{ м}^2;$$

$$S_1 = \pi D_1^2 / 4 = 0,785 \cdot 0,12^2 = 0,0113 \text{ м}^2.$$

Фактическое соотношение величины α :

$$\alpha = S_2/S_1 = 0,033/0,0113 = 2,9 .$$

Так как для промышленных аппаратов значение α должно быть в пределах 2...4, то коррекцию геометрических размеров аппарата проводить не следует.

ГЛАВА 1. Сухие механические пылеуловители

Диаметр вытеснителя равен:

$$d_{\text{выт}} = 0,1D_a = 0,1 \cdot 0,3 = 0,03 \text{ м.}$$

Лопатки завихрителей нижнего и верхнего потоков рекомендуют устанавливать под углом $\beta = 30^\circ$ к горизонту.

Рассчитаем потери давления в аппарате:

конструктивный параметр интенсивности крутки потока

$$n = \frac{8D_1^2}{3\pi} \cdot \frac{D_1^3 - d_{\text{выт}}^3}{D_1^2 - d_{\text{выт}}^2} \cdot \text{tg}\beta = \frac{8 \cdot 0,12^3}{3 \cdot 3,14} \cdot \frac{0,12^3 - 0,03^3}{0,12^2 - 0,03^2} \cdot \text{tg}30^\circ = 0,545;$$

коэффициент гидравлического сопротивления нижнего потока:

$$\begin{aligned} \zeta_1 &= 5,5n + \left[260 + 4,8(n - 3,8)^2 \right] \left(\frac{Q_2}{Q_r} - 0,3 \right)^3 = \\ &= 5,5 \cdot 0,545 + \left[260 + 4,8(0,545 - 3,8)^2 \right] \left(\frac{1776}{2400} - 0,3 \right)^3 = 29,5; \end{aligned}$$

коэффициент гидравлического сопротивления верхнего потока

$$\zeta_2 = 2,6 + 158 \left(0,6 - \frac{Q_2}{Q_r} \right)^3 = 2,6 + 158 \left(0,6 - \frac{1776}{2400} \right)^3 \approx 2,166$$

Общий коэффициент гидравлического сопротивления:

$$\begin{aligned} \zeta &= \zeta_1 \left(1 - \frac{Q_2}{Q_r} \right)^3 \left(\frac{S}{S_1} \right)^2 + \zeta_2 \left(\frac{Q_2}{Q_r} \right)^3 \left(\frac{S}{S_2} \right)^2 = 29,5(1 - 0,74)^3 \times \\ &\times \left(\frac{0,071}{0,0113} \right)^2 + 2,166 \cdot 0,74^3 \left(\frac{0,071}{0,033} \right)^2 = 24,5. \end{aligned}$$

Гидравлическое сопротивление аппарата

$$\Delta p = \zeta \rho_r v_r^2 / 2 = 24,5 \cdot 0,96 \cdot 9,8^2 / 2 = 1130 \text{ Па}$$

Рассчитаем эффективность пылеулавливания.

Площадь ввода нижнего потока разбиваем на кольцевые участки с радиусами, м: $r_{li} = 0,015; 0,02; 0,035; 0,055$.

Значения эмпирических коэффициентов a и b , характеризующих аэродинамику аппарата, следующие:

$$\begin{aligned} a &= - \left(5,5 \frac{S_2}{S_1} + 2,8 \right) = - (5,5 \cdot 2,9 + 2,8) = -18,75; \\ b &= \left(5,5 \frac{S_2}{S_1} + 0,4 \right) \frac{1}{R_a} = (5,5 \cdot 2,9 + 0,4) \frac{1}{0,15} = 109. \end{aligned}$$

Радиус разделения потоков:

$$R_0 = \left(1 - 0,19 \frac{S_2}{S_1}\right) R_a = (1 - 0,19 \cdot 2,9) 0,15 = 0,067 \text{ м.}$$

Рассчитаем поправочный коэффициент для определения минимального диаметра улавливаемых частиц для $r_{11} = 0,015$ м:

$$K_{11} = \frac{b(r_{11} - R_0)}{a(a + R_0)(a + br_{11})} + \frac{1}{a^2} \ln \frac{R_0(a + br_{11})}{br_{11}(a + bR_0)} =$$

$$= \frac{109(0,015 - 0,067)}{-18,75(-18,75 + 0,067)(-18,75 + 109 \cdot 0,015)} +$$

$$+ \frac{1}{(-18,75)^2} \cdot \ln \frac{0,067(-18,75 + 109 \cdot 0,015)}{109 \cdot 0,015(-18,75 + 109 \cdot 0,067)} = 6,94 \cdot 10^{-3}.$$

С учетом формул (1.36) и (1.37) рассчитаем минимальный диаметр улавливаемых частиц, вылетающих с радиуса $r_{11} = 0,015$ м:

$$d_{11} = \frac{7,52 R_a^3}{Q_r R_0} \left\{ \frac{\mu_r Q_2 \ln \left[\left(\frac{R_0}{r_{11}} \right)^2 (1 + \alpha) K_{11} \right]}{\rho_r H \ln(1 + \alpha) \ln \left(\frac{R_0}{r_{11}} \right)^2} \right\} = \frac{7,52 \cdot 0,15^3}{(2400/3600) 0,67 \cdot 0,067} \times$$

$$\times \left\{ \frac{2,1 \cdot 10^{-5} (1776/3600) \ln \left[(0,067/0,015)^2 (1 + 2,9) \right] 6,94 \cdot 10^{-3}}{4280 \cdot 1,0 \cdot \ln(1 + 2,9) \ln(0,067/0,015)^2} \right\}^{0,5} = 2,94 \cdot 10^{-6} \text{ м.}$$

Аналогично рассчитаем K_{li} и d_{li} для радиусов: $r_{li} = 0,02$ м; $r_{li} = 0,035$ м; $r_{li} = 0,055$ м. По формуле (1.40) определяем фракционную эффективность улавливания частиц, поступающих в пылеуловитель с нижним потоком и вылетающих с радиуса $r_{11} = 0,015$ м:

$$\eta_{\phi 1} = \frac{R_1^2 - r_{11}^2}{R_1^2 - R_{\text{выт}}^2} \cdot 100 = \frac{0,06^2 - 0,015^2}{0,06^2 - 0,015^2} \cdot 100 = 100 \text{ \%}.$$

Аналогично проводим расчет для радиусов $r_{12} = 0,02$ м; $r_{13} = 0,035$ м; $r_{14} = 0,055$ м.

Результаты расчетов:

r_{li} , м	K_{li} , м	d_{li} , м	$\eta_{\phi li}$, %
0,015	$6,94 \cdot 10^{-3}$	$2,94 \cdot 10^{-6}$	100
0,02	$5,68 \cdot 10^{-3}$	$2,18 \cdot 10^{-6}$	94,8
0,035	$3,43 \cdot 10^{-3}$	$1,47 \cdot 10^{-6}$	70,4
0,055	$1,18 \cdot 10^{-3}$	$1,3 \cdot 10^{-6}$	17,0

Определяем поправочный коэффициент для расчета минимального диаметра улавливаемых частиц. Ввод верхнего потока разбиваем на кольцевые участки с радиусами, м: $r_{2i} = 0,11; 0,12, 0,13, 0,14$.

Для $r_{21} = 0,11$ м:

$$K_{21} = \frac{b(r_{21} - R_{\text{ш}})}{a(a + bR_{\text{ш}})(a + br_{21})} + \frac{1}{a^2} \cdot \ln \frac{R_{\text{ш}}(a + br_{21})}{r_{21}(a + bR_{\text{ш}})} =$$

$$= \frac{109(0,11 - 0,14)}{-18,75(-18,75 + 109 \cdot 0,14)(-18,75 + 109 \cdot 0,11)} +$$

$$+ \frac{1}{(-18,75)^2} \cdot \ln \frac{0,14(-18,75 + 109 \cdot 0,11)}{0,11(-18,75 + 109 \cdot 0,14)} = 2,39 \cdot 10^{-2}.$$

Рассчитываем минимальный диаметр улавливаемых частиц, вылетающих с радиуса r_{21}
 $= 0,11$ м:

$$d_{21} = \frac{4,95 R_a^3}{Q_r} \sqrt{\frac{\mu_r Q_2 \{R_0 \ln [(R_a - R_{\text{ш}})/(R_a - r_{21}])] - 1,15(R_a - R_0)\} K_{21}}{\rho_r H (R_a^2 - R_0^2) R_0 \ln [(R_a - R_{\text{ш}})/(R_a - r_{21}])}} = \frac{4,95 \cdot 0,15^3}{0,67} \times$$

$$\times \sqrt{\frac{2,1 \cdot 10^{-5} \cdot 0,49 \{0,067 \ln [(0,15 - 0,14)/(0,15 - 0,11)] - 1,15(0,15 - 0,067)\} \cdot 2,39 \cdot 10^{-2}}{4280 \cdot 1 \cdot (0,15^2 - 0,067^2) 0,067 \cdot \ln [(0,15 - 0,14)/(0,15 - 0,11)]}} = 3,2 \cdot 10^{-6} \text{ м.}$$

Аналогично находим значения K_{2i} и d_{2i} для радиусов, м: $r_{2i} = 0,12; 0,13; 0,14$.

Определяем по формуле (1.41) фракционную эффективность пылеулавливания частиц, поступающих в пылеуловитель с верхним потоком для $r_{21} = 0,11$ м:

$$\eta_{\phi 21} = \frac{R_a^2 - r_{21}^2}{R_a^2 - R_{\text{вых}}^2} \cdot 100 = \frac{0,15^2 - 0,11^2}{0,15^2 - 0,11^2} \cdot 100 \approx 100 \%$$

Аналогично рассчитываем эффективность пылеулавливания частиц, вылетающих с радиусов $r_{2i} = 0,12; 0,13; 0,14$ м.

Результаты расчетов:

r_{2i} , м	K_{2i} , м	d_{2i} , м	$\eta_{\phi 2i}$, %
0,11	$2,39 \cdot 10^{-2}$	$3,2 \cdot 10^{-6}$	100
0,12	$2,28 \cdot 10^{-2}$	$2,8 \cdot 10^{-6}$	77,9
0,13	$2,0 \cdot 10^{-2}$	$1,94 \cdot 10^{-6}$	53,9
0,14	$1,55 \cdot 10^{-2}$	$1,80 \cdot 10^{-6}$	27,9

Анализ полученных данных показывает, что частицы размером более $3,2 \cdot 10^{-6}$ м полностью улавливаются в пылеуловителе. С целью определения общей эффективности пылеулавливания приведем дополнительный анализ фракции 0...5 мкм. Распределение выглядит следующим образом:

d_i , мкм	0...2	2...4	4...5
Δg_i , %	3	3	7

Общая эффективность пылеулавливания аппарата по формуле (1.10) составит:

- для нижнего потока

$$\eta_1 = \sum_{j=1}^n \eta_{\phi 1 j} g_j = 1 \cdot 0,9 + 0,704 \cdot 0,03 + 1 \cdot 0,03 = 0,951;$$

- для верхнего потока

$$\eta_2 = \sum_{j=1}^n \eta_{\phi 2 j} \Delta g_j = 1 \cdot 0,9 + 0,539 \cdot 0,03 + 1 \cdot 0,03 = 0,946;$$

- общая эффективность пылеулавливания аппарата

$$\eta = \left(\frac{Q_1}{Q_r} \eta_1 + \frac{Q_2}{Q_r} \eta_2 \right) \cdot 100 = (0,26 \cdot 0,951 + 0,74 \cdot 0,946) \cdot 100 = 94,7 \%$$

Пылеуловители ВЗП. К перспективным аппаратам с активным гидродинамическим режимом относятся различные по конструкции аппараты вихревого типа, в частности аппараты со встречными закрученными потоками (ВЗП). Они работают по принципу взаимодействия встречных закрученных потоков. Таких потоков может быть два, три и более, однако физическая сущность и характер их взаимодействия остаются неизменными. В настоящее время аппараты ВЗП широко применяют в качестве пылеуловителей.

К важнейшим параметрам работы пылеуловителей ВЗП относятся: пылеулавливающая способность, потери давления и концентрация пыли в очищенном газе.

Принципиальная схема аппарата со встречными закрученными потоками показана на рис. 1.8.

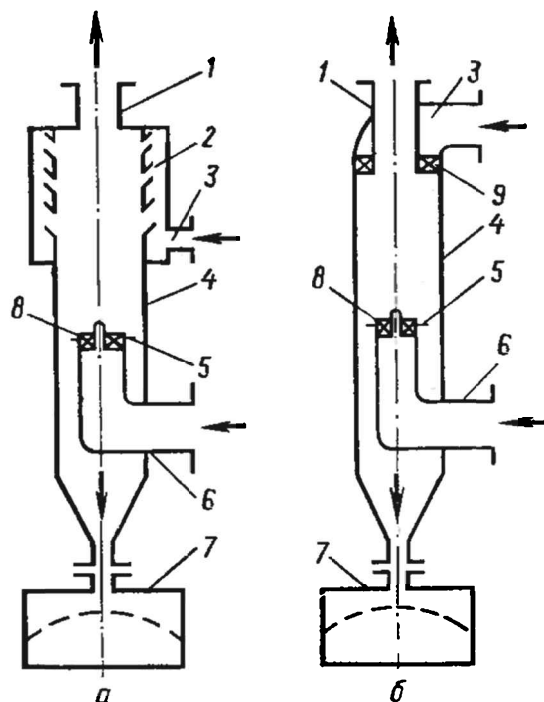


Рис. 1.8. Пылеуловители ВЗП:

а - с распределенным вводом потока; *б* - с сосредоточенным вводом потока;

1 - вывод; 2 - система тангенциальных сопел для ввода вторичного потока;

3 - ввод вторичного потока; 4 - камера; 5 - вытеснитель; 6 - ввод первичного потока;

7 - пылевой бункер; 8 - завихритель первичного потока; 9 - завихритель вторичного потока

В основе работы лежит принцип инерционной сепарации твердых частиц пыли от газа в условиях взаимодействия двух встречно направленных закрученных потоков. Один из них

(вторичный) движется сверху вниз у стенки корюса, а другой (первичный) - снизу вверх по оси аппарата. Запыленный газовый поток может подаваться в аппарат одновременно по двум входным каналам либо только по нижнему (рис. 1.9).

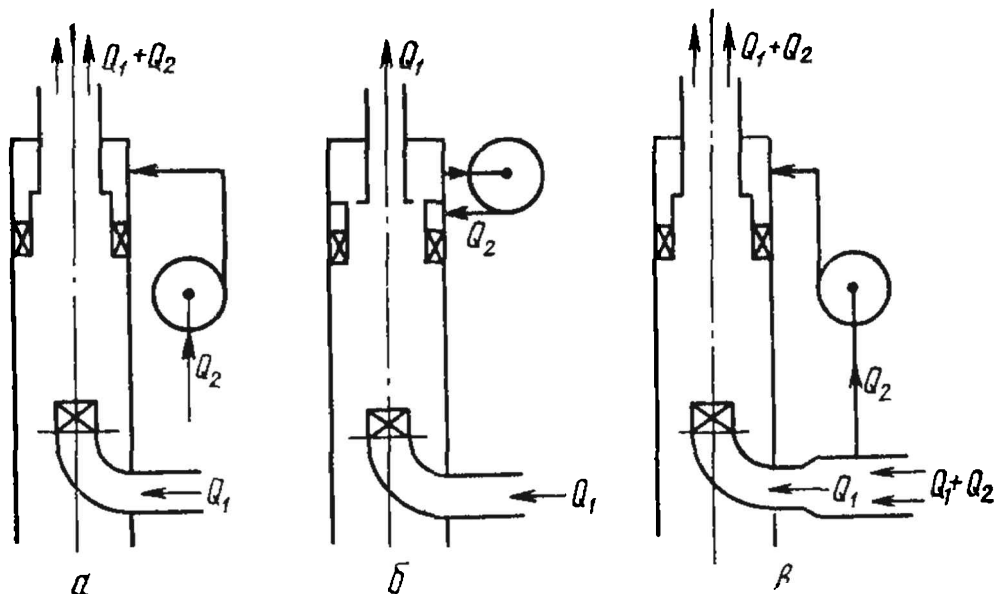


Рис. 1.9. Схемы подвода в пылеуловитель ВЗП вторичного потока:
а - воздух окружающей среды; б - очищенный газ; в - запыленный газ

В последнем случае по верхнему каналу может поступать чистый газ. Очищаемый газ может подаваться как по вторичному каналу, так и по обоим вводам одновременно. Запыленный газ подается одновременно по первичному и вторичному вводам. В экономическом отношении это наиболее выгодный вариант, при котором обеспечивается среднее значение эффективности работы аппарата и приемлемые гидравлические потери.

Отличительной особенностью аппаратов ВЗП является возможность управления их гидродинамикой в широком диапазоне параметров. При использовании аппаратов ВЗП в качестве пылеуловителей, управляя соотношением расходов газа по первичному и вторичному каналам, можно изменять общую эффективность улавливания, величину гидравлического сопротивления, время пребывания твердой фазы в рабочем объеме аппарата.

Аппараты ВЗП, в отличие от традиционных циклонных пылеуловителей, благодаря наличию двух входных каналов имеют более широкий диапазон рабочих скоростей ($v_r = 3,5 \dots 9$ м/с), что позволяет при одном и том же диаметре корюса аппарата существенно расширить производительность по очищаемому газу. Это качество является особенно важным в условиях, когда в процессе работы нагрузка на аппарат изменяется в пределах $\pm 30\%$ от номинальной.

Кроме того, при проектировании пылеуловителей ВЗП появляется реальная возможность осуществить выбор и расчет аппарата с такими режимно-конструктивными параметрами и геометрией, которые в наибольшей степени отвечают предъявляемым эксплуатационным требованиям. Причем такая оптимизация параметров может быть достигнута без изменения пропорций или геометрии отдельных элементов аппарата, подбором оптимальных режимов работы, соотношения кратности потоков, пропускной способности, величины гидравлических потерь.

Достоинства пылеуловителей ВЗП по сравнению с циклонами являются: более высокая степень улавливания мелкодисперсной пыли; меньшие удельные затраты энергии; слабая чувствительность эффективности пылеочистки к колебаниям нагрузки по газу и концентрации пыли в газе (от 1 до 500 г/м³); отсутствие абразивного износа и залипания внутренних поверхностей аппарата; возможность более эффективной очистки горячих газов и регулирования про-

цесса пылеулавливания изменение соотношения расходов по каналам, меньшие габариты в плане при равной производительности; эффективная работа в групповых установках.

При разработке конструкции аппарата ВЗП используют схему и геометрические размеры типовой модели аппарата ВЗП (табл. 1.9).

Т а б л и ц а 1.9

Соотношение геометрических размеров аппарата ВЗП (пылеуловителя)

Конструктивные параметры	Соотношение размеров (в долях диаметра D_a)
Внутренний диаметр корпуса D_a	1,0
Внутренний диаметр пылесборника D_1	1,5
Внутренний диаметр первичного завихрителя d_1	0,5
Наружный диаметр вытеснителя d_2	0,2
Наружный диаметр выхлопной трубы d_3	0,6
Наружный диаметр отбойной шайбы d_4	0,85
Диаметр пылевыпускного отверстия d_5	0,3...0,5
Высота сепарационной камеры H_1	2,0
Высота цилиндрической части пылесборника H_2	0,6
Общая высота аппарата H_3	6,0
Высота завихрителя первичного потока h_1	1,2
Высота выхлопной трубы h_2	1,75
Высота внешней части выхлопной трубы h_3	0,31
Высота вытеснителя h_4	1,6
Высота внешней части вытеснителя h_5	0,1
Высота установки отбойной шайбы h_6	0,12
Высота входного патрубка первичного потока a_1	0,5
Высота входного патрубка вторичного потока a_2	0,66
Ширина входного патрубка первичного потока b_1	0,15
Ширина патрубка первичного потока на входе b'_1	0,21
Ширина входного патрубка вторичного потока b_2	0,2
Ширина патрубка вторичного потока на входе	0,26
Длина входного патрубка первичного потока b'_2	0,86
Длина входного патрубка вторичного потока L_2	0,6
Толщина стенки корпуса аппарата, мм, s	1,5...3,0

Указанные в табл. 1.9 соотношения размеров позволяют разрабатывать аппараты ВЗП с корпусом диаметром от 0,1 до 2,0 м.

Эффективность улавливания пыли в аппаратах ВЗП достигает максимального значения при отношении вторичного потока Q_2 к общему расходу газа Q_3 в области $Q_2 / Q_3 = 0,6$. Этой же области соответствуют наименьшие потери давления в аппаратах.

Выбор режима работы и конструктивных параметров аппарата ВЗП, определяющих его функциональное назначение, зависит от особенностей технологического процесса.

Расчет аппарата ВЗП. В техническом задании на проектирование пылеулавливающей установки задают общий расход воздуха Q_3 , подлежащего очистке, указывают схему включения пылеуловителя в систему газоочистки, приводят сведения о дисперсном составе пыли по фракциям, производительности по пыли G или степени запыленности воздуха C , его рабочей температуре t . Кроме того, указывают отношение расходов вторичного и первичного потоков k .

1. **Основные геометрические параметры.** Аппарат ВЗП может эффективно работать в широком диапазоне производительности, причем минимальная условная скорость w_a , отнесенная к поперечному сечению сепарационной камеры аппарата, принимается равной 5 м/с, а максимальная - 9 м/с.

Исходя из заданной производительности определяют требуемый диаметр корпуса аппарата. Для этого определяют по уравнению расхода диаметр аппарата, удовлетворяющий заданной производительности при значениях скоростей газа $w_a = 5...9$ м/с:

$$D_a = \sqrt{\frac{4Q_3}{\pi w_a}}, \quad (1.42)$$

где D_a - диаметр сепарационной камеры (корнуса) аппарата, м; Q_3 - общий расход очищаемого воздуха, м³/с.

Полученные промежуточные значения диаметров D_a округляют и в последующих расчетах принимаются размеры, входящие в следующий ряд, м: 0,1; 0,2; 0,25; 0,30; 0,35; 0,40; 0,50; 0,60; 0,75; 0,90; 1,0; 1,2; 1,5; 1,8; 2,0.

Другие геометрические параметры аппарата ВЗП определяют по данным табл. 1.9.

2. **Расчет технологических параметров.** Расход воздуха через нижний ввод (первичный поток)

$$Q_1 = \frac{Q_3}{1+k}, \quad (1.43)$$

где $k = Q_2 / Q_1$ - кратность расходов газа.

Расход воздуха через верхний ввод (вторичный поток)

$$Q_2 = Q_3 - Q_1. \quad (1.44)$$

Осевая скорость первичного потока на входе

$$w_{01} = \frac{4Q_1}{3600\pi(D_1^2 - D_{вт}^2)}, \quad (1.45)$$

где D_1 - диаметр ввода первичного потока; $D_{вт}$ - диаметр втулки аксиального завихрителя.

Тангенциальная скорость первичного потока на входе

$$w_{\phi 1} = w_{01} \operatorname{tg} \alpha \frac{D_1^2}{D_1^2 - D_{вт}^2}, \quad (1.46)$$

где α - угол наклона лопаток.

Тангенциальная скорость вторичного потока на входе (улиточный ввод)

$$w_{\phi 2} = \frac{Q_2}{3600ab}, \quad (1.47)$$

где $a \times b$ - размеры подводящего патрубка вторичного потока.

Скорость воздуха в выходном патрубке (выхлопной трубе)

$$w_3 = \frac{4Q_3}{3600\pi D_3^2}, \quad (1.48)$$

где D_3 - диаметр выходного патрубка (выхлопной трубы).

2. *Расчет эффективности пылеочистки.* Расчет фракционной и общей эффективности очистки включает определение кинематических параметров частиц в потоках. Для осевой составляющей скорости частицы в первичном потоке используется выражение

$$v'_{0_q} = \frac{(n+1)(2n+1)}{2n^2} \left(1 + \frac{r}{R_3}\right)^{1/n} \left[\frac{Q_1}{S_1} + \left(\frac{Q_3}{S_3} - \frac{Q_1}{S_1}\right) \frac{z}{H} \right] - \frac{\rho_q g d_q^2}{18\mu_r}, \quad (1.49)$$

где r, z - радиальная и осевая координаты частицы; R_3 - наружный радиус первичного потока, равный радиусу выходного патрубка; n - показатель степени, зависящий от числа Рейнольдса; S_1, S_3 - площади сечения входного патрубка первичного потока и выходного патрубка; H - высота рабочей части аппарата; ρ_q - плотность частицы; d_q - диаметр частицы; μ_r - динамическая вязкость газа.

Для тангенциальной составляющей скорости частицы в первичном потоке

$$v'_{\Phi_q} = \left[\omega_1 + (\omega_2 - \omega_1) \frac{z}{H} \right] \left(1 - \frac{r}{R_3}\right)^{1/n} r, \quad (1.50)$$

где ω_1, ω_2 - угловые скорости вращения первичного и вторичного потоков.

Радиальная скорость частицы в первичном потоке определяется уравнением

$$v'_{r_q} = \frac{y^2}{x + y\sqrt{2}} - \frac{rQ_2}{2\pi R_3^2 H}, \quad (1.51)$$

где $x = \frac{96,85}{d_q}$; $y = \left[\omega_1 + (\omega_2 - \omega_1) \frac{z}{H} \right] \left(1 - \frac{r}{R}\right)^{1/n} \sqrt{5,4 r d_q \frac{\rho_q}{\rho_r}}$; R - радиус аппарата; ρ_r - плотность газа.

Для частицы, входящей в аппарат со вторичным потоком, осевая скорость определяется выражением

$$v''_{0_q} = \frac{(n+1)(2n+1)}{2n^2} \left(1 - \frac{2y}{R - R_3}\right)^{1/n} \frac{Q_2 z}{\pi(R^2 - R_3^2)H} + \frac{\rho_q g d_q^2}{18\mu_r}. \quad (1.52)$$

Радиальная скорость частицы во вторичном потоке

$$v''_{r_q} = \frac{y^2}{x + y\sqrt{2}} - \frac{(R-r)Q_2}{2\pi R_3 H (R - R_3)}. \quad (1.53)$$

Тангенциальная скорость частицы во вторичном потоке определяется уравнением (1.50). Уравнения (1.49) – (1.51) справедливы при $0 \leq r \leq R_3$, а уравнения (1.52), (1.53) при $R_3 \leq r \leq R$; R_3 - радиус центральной зоны принимается равным радиусу выходного патрубка.

Расчет эффективности очистки ведется с использованием уравнений (1.49) – (1.53) при помощи ЭВМ. При этом определяются:

- 1) Фракционная эффективность улавливания мелкодисперсных частиц при подаче запыленного газа по одному из каналов или обоим одновременно;
- 2) Траектория движения частиц и время их пребывания в аппарате.

При расчете улавливающей способности аппарата на ЭВМ задаются диаметром частицы $d_{\text{ч}}$ и координаты ее входа в аппарат r_0 и z_0 . Если частица поступает с первичным потоком, то $z = 0$, если со вторичным, то $z = H$. По соответствующим уравнениям определяются ее скорости в момент времени $\tau = 0$ и находят новые координаты частицы как

$$r = r_0 + v_{r_{\text{ч}}} \Delta\tau; \quad z = z_0 + v_{z_{\text{ч}}} \Delta\tau.$$

Вычисляют соответствующие скорости частицы для новых координат в следующее приращение времени и т. д. Таким образом вычисляют траектории движения частиц разного диаметра. Частица считается уловленной, если она переходит из ядра во встречный поток при $z < H$ и не переходит из вторичного потока в ядро при $z > 0$.

Процент уловленных частиц данного диаметра вычисляют по формулам (в %):

- для частиц, вносимых первичным потоком

$$\eta_1 = \frac{D_1^2 - 4r^2}{D_1^2 - D_{\text{вт}}^2} \cdot 100; \quad (1.54)$$

- для частиц вносимых вторичным потоком

$$\eta_2 = \frac{D^2 - 4r^2}{D^2 - D_3^2} \cdot 100, \quad (1.55)$$

где r - радиус, на котором частица входит в аппарат.

При подаче запыленного газа по обоим каналам фракционная эффективность улавливания определяется с использованием вычисленных по формулам (1.54), (1.55) значений по зависимости

$$\eta_{\text{ф}(1,2)} = \frac{Q_1 \eta_1 + Q_2 \eta_2}{Q_3}. \quad (1.56)$$

Общую эффективность пылеочистки находят, исходя из фракционной эффективности очистки $\eta_{\text{ф}i}$ (%) и фракционного состава дисперсного материала φ_i , по формуле

$$\eta = \frac{\eta_{\text{ф}1} \varphi_1}{100} + \frac{\eta_{\text{ф}2} \varphi_2}{100} + \dots + \frac{\eta_{\text{ф}n} \varphi_n}{100}. \quad (1.57)$$

4. *Расчет гидравлических потерь.* В любых пылеуловителях, в том числе и аппаратах ВЗП, потери давления являются одним из определяющих параметров работы. Их величину необходимо знать при выборе тягодутьевых устройств, оценке эффективности энергозатрат, конструировании отдельных элементов аппаратуры.

В общем случае гидравлические потери Δp (Па) в аппарате ВЗП можно рассчитать в соответствии с выражением (1.18):

$$\Delta p = \zeta_a \frac{\rho_r W_3^2}{2}, \quad (1.58)$$

где $\zeta_a = 10$ - коэффициент гидравлического сопротивления аппарата ВЗП; ρ_r - плотность газа в рабочих условиях, кг/м^3 .

Удельные энергетические затраты (Вт) на очистку $1000 \text{ м}^3/\text{ч}$ запыленного воздуха определяют по формуле:

$$E = \Delta p \cdot \frac{1000}{3600}. \quad (1.59)$$

Пример 1.22. Исходные данные для расчета аппарата ВЗП: общий расход воздуха, подлежащего очистке, $Q_3 = 6000 \text{ м}^3/\text{ч}$; производительность по пыли $G = 22 \text{ кг/ч}$, что соответствует концентрации пыли на входе в аппарат $C_n = 3,66 \text{ г/м}^3$; отношение расходов вторичного и первичного потоков газа $k = 2$; температура очищаемого газа (воздуха) $t = 70^\circ\text{C}$; плотность пыли $\rho_{\text{ч}} = 1400 \text{ кг/м}^3$; плотность газа при рабочих условиях $\rho_r = 1,029 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость воздуха в рабочих условиях $\mu_r = 2,06 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$; требуемая эффективность пылеулавливания $[\eta] = 90\%$; допустимые гидравлические потери $[\Delta p] = 1000 \text{ Па}$. Дисперсный состав пыли:

Фракция, мкм	Содержание, % (масс.)
0-20	34
20-40	11,2
40-80	18,74
80-160	29,4
160 и выше	6,66

Решение. Определим по уравнению (1.42) диаметр аппарата, принимая условию скорость газа, отнесенную к поперечному сечению аппарата $w_a = 6 \text{ м/с}$:

$$D = \sqrt{\frac{4Q_3}{\pi w_a}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 6000}{3600 \cdot 3,14 \cdot 6}} = 0,595 \text{ м.}$$

Принимаем из типоразмерного ряда диаметр аппарата $D = 0,6 \text{ м}$.

По таблице 1.9 определяем остальные конструктивные параметры аппарата: высота рабочей части $H = 1,8 \text{ м}$; диаметр ввода первичного потока $D_1 = 0,3 \text{ м}$; диаметр втулки аксиального завихрителя $D_{\text{вт}} = 0,1 \text{ м}$; диаметр выходного патрубка (выхлопной трубы) $D_3 = 0,4 \text{ м}$; размеры подводящего патрубка вторичного потока $a \times b = 0,2 \times 0,3 \text{ м}$; угол наклона лопаток $\alpha = 50$ град.; число лопаток 6; наклон подводящего патрубка $\beta = 15$ град.

Расход воздуха через нижний ввод определяем по формуле (1.43):

$$Q_1 = \frac{Q_3}{1+k} = \frac{6000}{1+2} = 2000 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

По формуле (1.44) определяем расход воздуха через верхний ввод:

$$Q_2 = Q_3 - Q_1 = 6000 - 2000 = 4000 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Осевую скорость первичного потока на входе найдем по формуле (1.45):

$$w_{01} = \frac{4Q_1}{3600\pi(D_1^2 - D_{\text{вт}}^2)} = \frac{4 \cdot 2000}{3600 \cdot 3,14(0,3^2 - 0,1^2)} = 8,7 \text{ м/с.}$$

Найдем по формуле (1.46) тангенциальную скорость первичного потока на входе

$$w_{\phi 1} = w_{01} \operatorname{tg} \alpha \frac{D_1^2}{D_1^2 - D_{\text{вт}}^2} = 8,7 \cdot \operatorname{tg} 50 \frac{0,3^2}{0,3^2 - 0,1^2} = 17 \text{ м/с.}$$

Тангенциальную скорость вторичного потока на входе определим по формуле (1.47):

$$w_{\phi 2} = \frac{Q_2}{3600 ab} = \frac{4000}{3600 \cdot 0,2 \cdot 0,3} = 18,3 \text{ м/с.}$$

По формуле (1.48) найдем скорость воздуха в выходном патрубке:

$$w_3 = \frac{4Q_3}{3600 \pi D_3^2} = \frac{4 \cdot 6000}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,4^2} = 13,1 \text{ м/с.}$$

Расчет фракционной эффективности пылеулавливания проводится на ЭВМ по выше-приведенной методике. Результаты расчета фракционной эффективности улавливания аппарата ВЗП-600 приведены на рис. 1.10.

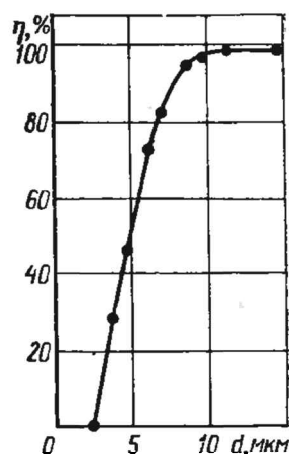


Рис. 1.10. Кривая фракционной эффективности пылеуловителя ВЗП-600

Общая эффективность улавливания, рассчитанная по кривой фракционной эффективности и дисперсному составу исходной пыли с использованием уравнения (1.57) составляет $\eta_{\Sigma} \approx 99,354\%$. Это значение существенно выше заданной эффективности очистки $[\eta] = 90\%$.

Гидравлическое сопротивление аппарата определяем по формуле (1.58):

$$\Delta p = \zeta_a \frac{\rho_r w_3^2}{2} = 10 \cdot \frac{1,1 \cdot 13,1^2}{2} = 944 \text{ Па,}$$

что меньше заданного значения $[\Delta p] = 1000 \text{ Па}$.

Удельные энергетические затраты (Вт) на очистку $1000 \text{ м}^3/\text{ч}$ запыленного воздуха находим по формуле (1.59):

$$E = \Delta p \cdot \frac{1000}{3600} = 944 \cdot \frac{1000}{3600} = 262,2 \text{ Вт.}$$

1.5. Струйно-инерционные пылеуловители

Инерционные пылеуловители применяют для предварительной очистки с целью снижения запыленности газа, поступающего в последующие аппараты газоочистки, а также для защиты их от износа. Скорость газа на входе в инерционные пылеуловители относительно высокая – $15 \dots 25 \text{ м/с}$, поэтому они имеют небольшие габариты и металлоемкость.

Улавливание пыли в инерционных пылеуловителях осуществляется за счет резкого изменения направления движения газового потока. В результате частицы пыли, двигаясь по инерции, сепарируются из потока на стенки пылеуловителя, а затем отводятся в бункер (рис. 1.11).

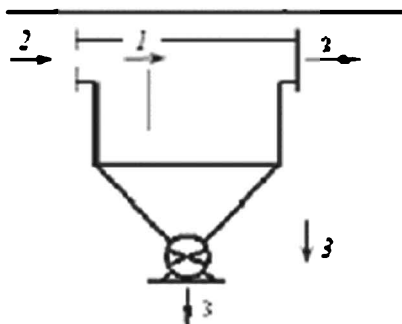


Рис. 1.11. Схема инерционного пылеуловителя с вертикальной перегородкой:

1 – вход запыленного газа; 2 – выход очищенного газа; 3 – выход пыли

Наиболее рациональной конструкцией инерционного пылеуловителя, обладающей низким гидравлическим сопротивлением и сравнительно высокой степенью (эффективностью) пылеочистки, является струйно-инерционный пылеуловитель (СИП) с плоской газовой струей (рис. 1.12).

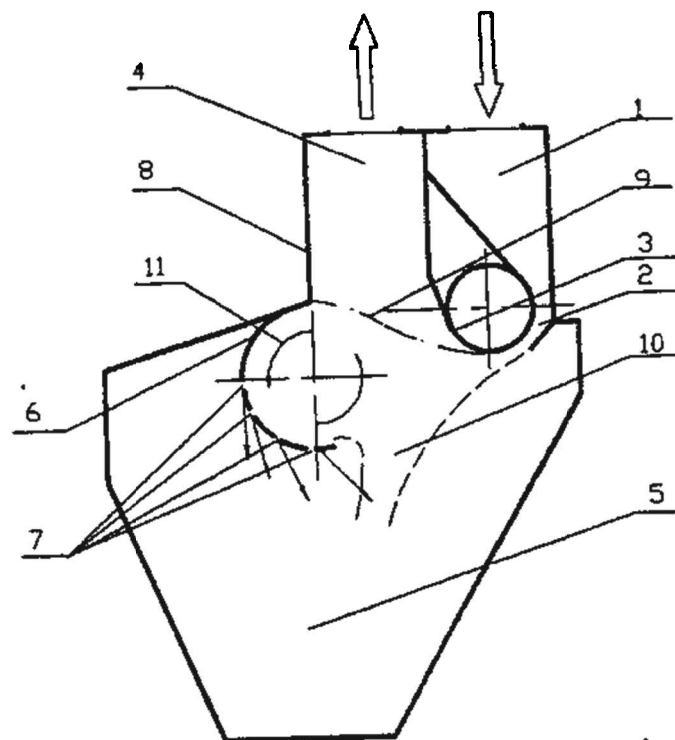


Рис. 1.12. Струйно-инерционный пылеуловитель:

1 - щели; 2 – полуцилиндрическая стенка; 3 – циркуляционное течение; 4 - плоская стенка;
5 – устройство для отвода очищенного газа; 6 – приемное устройство газового потока;
7 – разделительная линия тока; 8 – направляющий цилиндр; 9 – щелевое сопло;
10 – вторичная низкоимпульсная струя; 11 – камера осаждения уловленной пыли

Плоская турбулентная струя запыленного воздуха истекает из щелевого сопла 9 высотой b , тангенциально к части кругового направляющего цилиндра 8 с радиусом $R_{ц}$ и распространяется по его поверхности. Отрыв струи от поверхности цилиндра происходит в точке, соответствующей углу поворота потока φ_0 от начального направления на срезе сопла. Ве-

личина угла φ_0 зависит от скорости истечения струи v_0 из сопла и высоты сопла b . Толщина струи непрерывно возрастает вниз по течению, что связано с ее торможением и вовлечением в движение окружающего неподвижного воздуха.

В пределах участка струи, соответствующего углу φ_0 , на полидисперсную систему частиц пыли действуют следующие силы: гравитационные, аэродинамического сопротивления и инерционные, в том числе центробежные. Они определяют траектории движения частиц в струе и вероятность их выхода из очищаемого потока. В идеальном случае все частицы в пределах участка φ_0 должны выйти из струи, тогда коэффициент пылеулавливания $\eta = 1$.

Критерием подобия инерционного осаждения частиц является критерий Стокса:

$$\text{Stk} = \frac{v_r d_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}} C_{\text{К}}}{18 \mu_r D_{\text{ц}}}. \quad (1.60)$$

Здесь $v_{\text{ч}}$ - скорость частицы, м/с; $d_{\text{ч}}$ - диаметр частицы, м; v_r - скорость газа, м/с; $\rho_{\text{ч}}$ - плотность частицы, кг/м³; $D_{\text{ц}}$ - диаметр направляющего цилиндра, м; $C_{\text{К}}$ - поправка Кенингема-Милликена, учитывающая повышение подвижности частиц, размер которых сравним или меньше средней длины свободного пробега газовых молекул

$$C_{\text{К}} = 1 + \frac{2\lambda}{d_{\text{ч}}} \left[1,257 + 0,4 \cdot \exp\left(-0,55 \frac{d_{\text{ч}}}{\lambda}\right) \right]. \quad (1.61)$$

Параметр λ (м), рассчитывается по формуле

$$\lambda = \frac{\mu}{\rho_r} \left(\frac{\pi M}{2 R_r T} \right)^{0,5}, \quad (1.62)$$

где M – масса 1 кмоль, кг; R_r – газовая постоянная, Дж/(кмоль \cdot K); T - абсолютная температура, K.

Для воздуха при $t = 20$ °C и нормальном атмосферном давлении $\lambda = 6,5 \cdot 10^{-8}$ м.

Существует определенное минимальное, так называемое критическое значение критерия Стокса $\text{Stk}_{\text{кр}}$, при котором инерция частицы оказывается достаточной, чтобы преодолеть увлечение газовым потоком, и она выделяется из потока. Величина $\text{Stk}_{\text{кр}}$ при потенциальном обтекании цилиндрического тела равна $\text{Stk}_{\text{кр}} = 1/16 = 6,25 \cdot 10^{-2}$. В этом случае эффективность инерционного пылеулавливания $\eta = 0$.

Диаметры частиц пыли, выделяемых в СИП, находятся в пределах $d_{\text{ч}} = 20 \dots 200$ мкм, высота сопла $b = 0,005 \dots 0,03$ м, радиус направляющего цилиндра $R_{\text{ц}} = D_{\text{ц}} / 2 = 0,075 \dots 0,25$ м.

Ширина щелевого сопла B (в м) определяется по величине объемного расхода аспирационного воздуха Q_r , м³/с,:

$$B = \frac{Q_r}{v_r b}, \quad (1.63)$$

где v_r - скорость потока в щели сопла ($v_r = 15 \dots 25$ м/с).

Эффективность пылеочистки в СИП η (%) определяется по графику (рис. 1.13) в зависимости от соотношения $\text{Re}_{\text{ч}}^2 / \text{Stk}$, где $\text{Re}_{\text{ч}}$ - критерий Рейнольдса для частиц пыли

$$Re_{\text{ч}} = \frac{v_{\text{ч}} d_{\text{ч}} \rho_{\text{г}}}{\mu_{\text{г}}} \quad (1.64)$$

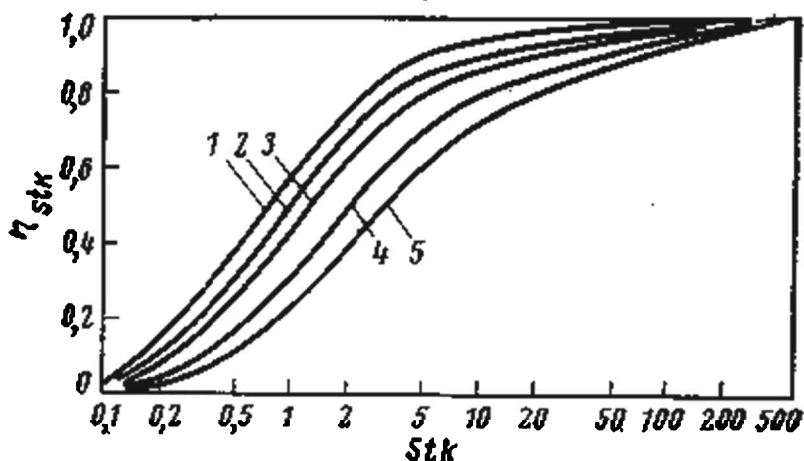


Рис. 1.13. Зависимость эффективности инерционного осаждения частиц при обтекании цилиндра от критерия Стокса при различном значении параметра $\varphi = Re_{\text{ч}}^2/Stk$:
 1 — $\varphi = 0$; 2 — $\varphi = 100$; 3 — $\varphi = 1 \cdot 10^3$; 4 — $\varphi = 1 \cdot 10^4$; 5 — $\varphi = 5 \cdot 10^4$.

Потери давления потока воздуха в пылеуловителе складываются из местных потерь в проточной части пылеуловителя и потерь на трение. Наибольший вклад вносят местные потери давления.

Полные потери давления в СИП (в Па) определяют по общеизвестной формуле Вейсбаха:

$$\Delta p = \zeta \frac{\rho_{\text{г}} v_0^2}{2}, \quad (1.65)$$

где ζ - коэффициент местных сопротивлений СИП ($\zeta = 4,1$).

Затраты энергии (в Вт) в СИП зависят как от потерь давления Δp , так и от количества очищаемого газа $Q_{\text{г}}$, м³/с:

$$P = \Delta p Q_{\text{г}} \quad (1.66)$$

Пример 1.23. Оценить эффективность очистки газа от пыли в струйно-инерционном пылеуловителе, определить размеры щелевого сопла, гидравлическое сопротивление аппарата и затраты энергии по исходным данным: расход очищаемого газа $Q_{\text{г}} = 720$ м³/ч; температура газа $t = 20$ °С; начальная концентрация пыли $C_{\text{н}} = 20$ г/м³; плотность частиц пыли $\rho_{\text{ч}} = 2000$ кг/м³; давление атмосферное. Данные распределения частиц пыли по размерам:

$d_{\text{ч},i}$, мкм	4	6,3	10	16	25	40	63
g_i , % по массе	3	4	7	15	20	28	23

Решение. Принимаем: скорость газа в щели сопла $v_{\text{г}} = 20$ м/с, ширина щелевого сопла $b = 0,02$ м, диаметр направляющего цилиндра $D_{\text{ц}} = 0,2$ м. Параметры очищаемого газа по воздуху: плотность $\rho_{\text{г}} = 1,205$ кг/м³, динамическая вязкость $\mu_{\text{г}} = 1,81 \cdot 10^{-5}$ Па·с (см. табл. П.1 приложения).

Высоту щелевого сопла определяем по формуле (1.63):

$$B = \frac{Q_{\text{г}}}{v_{\text{г}} b} = \frac{720}{3600 \cdot 20 \cdot 0,02} = 0,5 \text{ м.}$$

ГЛАВА 1. Сухие механические пылеуловители

Для определения общей эффективности пылеочистки необходимо сначала определить эффективность очистки по фракциям частиц пыли.

Определяем по формуле (1.64) значение критерия Рейнольдса частиц:

$$Re_{\text{ч}} = \frac{v_{\text{ч}} d_{\text{ч}} \rho_{\text{г}}}{\mu_{\text{г}}} = \frac{20 \cdot d_{\text{ч}} \cdot 1,205}{1,81 \cdot 10^{-5}} = 1,33 \cdot 10^6 \cdot d_{\text{ч}},$$

где для условий обтекания направляющего цилиндра можно принять $v_{\text{ч}} \cong v_{\text{г}}$.

Определяем также критерий Стокса по формуле (1.60) при значении $C_K = 1$:

$$Stk = \frac{v_{\text{г}} d_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}}}{18 \mu_{\text{г}} D_{\text{ц}}} = \frac{20 \cdot d_{\text{ч}}^2 \cdot 2 \cdot 10^3}{18 \cdot 1,81 \cdot 10^{-5} \cdot 0,2} = 6,14 \cdot 10^8 \cdot d_{\text{ч}}^2.$$

Вычисляем значения соотношения $Re_{\text{ч}}^2 / Stk$ и по графику рис. 1.13 определяем фракционные коэффициенты очистки $\eta_{\phi,i}$.

Результаты расчета:

$d_{\text{ч}} \cdot 10^6, \text{м}$	$Re_{\text{ч}}$	$Re_{\text{ч}}^2$	Stk	$Re_{\text{ч}}^2 / Stk$	$\eta_{\phi,i}$
4	5,32	28,3	$98,24 \cdot 10^{-4}$	$0,288 \cdot 10^4$	0
6,3	8,38	70,22	$243,7 \cdot 10^{-4}$	$0,288 \cdot 10^4$	0
10	13,3	176,9	$614 \cdot 10^{-4}$	$0,288 \cdot 10^4$	0
16	21,28	452,84	$1572 \cdot 10^{-4}$	$0,288 \cdot 10^4$	0,02
25	33,25	1105,56	$3837,5 \cdot 10^{-4}$	$0,288 \cdot 10^4$	0,1
40	53,2	2830,24	$9824 \cdot 10^{-4}$	$0,288 \cdot 10^4$	0,35
63	83,8	7022,44	$24370 \cdot 10^{-4}$	$0,288 \cdot 10^4$	0,55

Определяем по формуле (1.10) общий коэффициент очистки газа от пыли в струйно-инерционном пылеуловителе:

$$\begin{aligned} \eta &= \sum_i \eta_{\phi,i} \frac{N_{\text{вх}}}{100} \Delta d_i = \sum_i \eta_{\phi,i} \frac{g_i}{100} = \\ &= 0 \cdot 0,03 + 0 \cdot 0,04 + 0 \cdot 0,07 + 0,02 \cdot 0,15 + 0,1 \cdot 0,2 + 0,35 \cdot 0,28 + 0,55 \cdot 0,23 = \\ &= 0 + 0 + 0 + 0,003 + 0,02 + 0,098 + 0,1265 = 0,2475 \text{ (24,75 \%)} \end{aligned}$$

Конечная концентрация пыли $C_{\text{к}}$ в газе на выходе из СИП по формуле (1.38) составит

$$C_{\text{к}} = C_{\text{н}} (1 - \eta) = 20(1 - 0,2475) = 15,05 \text{ г/м}^3.$$

Полные потери давления в СИП определяют по формуле (1.65 51):

$$\Delta p = 4,1 \frac{\rho_{\text{г}} v_0^2}{2} = 4,1 \cdot \frac{1,205 \cdot 20^2}{2} = 988,1 \text{ Па}.$$

Затраты энергии в СИП вычисляют по уравнению (1.66 52):

$$P = \Delta p Q_{\text{г}} = 988,1 \cdot \frac{720}{3600} = 197,62 \text{ Вт}.$$

Следовательно, проводить очистку газа от пыли данного дисперсного состава в предложенном струйно-инерционном пылеуловителе нецелесообразно ввиду его малой эффективности.

Контрольные задачи

Задача 1.1. Определить необходимую длину пылеосадительной камеры (ширина $B = 2,7$ м, высота $H = 4,2$ м) для улавливания сферических частиц пыли диаметром $d_{\text{ч}} = 30$ мкм. Динамическая вязкость очищаемого газа $\mu_{\text{г}} = 29,4 \cdot 10^{-6}$ Па·с, плотность частиц пыли $\rho_{\text{ч}} = 1250$ кг/м³, плотность очищаемого газа $\rho_{\text{г}} = 0,65$ кг/м³. Вход газа в камеру расположен на высоте 3 м.

Задача 1.2. Каким должно быть расстояние между полками пылеосадительной камеры, чтобы в ней оседали частицы пыли диаметром более $d_{\text{ч}} = 15$ мкм при расходе печного газа $Q_{\text{г}} = 0,6$ м³/с (при нормальных условиях)? Длина камеры $L = 4,1$ м, ширина $B = 2,8$ м, общая высота $H = 4,2$ м, средняя температура газа в камере $t = 427$ °С, динамическая вязкость газа при этой температуре $\mu_{\text{г}} = 0,034 \cdot 10^{-3}$ Па·с, плотность частиц пыли $\rho_{\text{ч}} = 4000$ кг/м³, плотность газа $\rho_{\text{г}} = 0,5$ кг/м³.

Задача 1.3. Через пылеосадительную камеру с расстоянием между полками $h = 100$ мм проходят $Q_{\text{г}} = 2000$ м³/ч запыленного газа плотностью $\rho_{\text{г}} = 1,6$ кг/м³ (расход и плотность даны при нормальных условиях). Температура газа $t = 400$ °С, динамическая вязкость газа при этой температуре $\mu_{\text{г}} = 0,03 \cdot 10^{-3}$ Па·с, плотность частиц пыли $\rho_{\text{ч}} = 3700$ кг/м³. Длина камеры $L = 4,55$ м, ширина $B = 1,71$ м, высота $H = 4$ м. Какого размера частицы пыли $d_{\text{ч}}$ будут улавливаться в камере, если считать, что действительная скорость осаждения вдвое меньше теоретической?

Задача 1.4. Оцените высоту h слоя газа между полками пылеосадительной камеры, в которой полностью оседают все частицы колчеданной пыли с размерами $d_{\text{ч}} > 8$ мкм при расходе печного газа $Q_{\text{г}} = 0,6$ м³/с (при нормальных условиях). Давление газа $p = 10^5$ Па, температура $t = 427$ °С. Размеры пылеосадительной камеры: длина полки $L = 4$ м, ширина $B = 3$ м, общая высота всех слоев газа между полками $H = 4$ м. Толщиной полок при расчете можно пренебречь. Течение газа в пространстве между полками ламинарное.

Как влияет (и почему) изменение расхода $Q_{\text{г}}$ запыленного газа на эффективность η его очистки в пылеосадительной камере? Как влияет (и почему) повышение температуры газа t на эффективность η его очистки в пылеосадительной камере?

Задача 1.5. Рассчитать предельный размер частиц $d_{\text{ч}}$, выделяемых из воздуха при $t = 60$ °С в циклоне за время $\tau = 0,8$ с, если радиус расположенного в циклоне отводящего патрубка $r_1 = 0,4$ м, радиус цилиндрической части циклона $r_2 = 0,9$ м, плотность частиц пыли $\rho_{\text{ч}} = 1200$ кг/м³ и окружная скорость воздуха в циклоне $v_0 = 11$ м/с.

Задача 1.6. Рассчитайте диаметр $D_{\text{ц}}$, гидродинамическое сопротивление Δp циклона ЦН-24 и эффективность очистки η от сухих частиц пыли воздуха, выходящего из распылительной сушилки. Массовый расход запыленного воздуха $G_{\text{г}} = 2000$ кг/ч, температура воздуха $t = 100$ °С, медианный диаметр частиц пыли $d_m = 80$ мкм, концентрация пыли в газе на входе в циклон $C_{\text{н}} = 120$ г/м³. Пыль не слипающаяся. Давление p очищаемого газа атмосферное.

Задача 1.7. Рассчитать гидравлическое сопротивление Δp и эффективность η циклона типа ЦН-15 при следующих исходных данных: расход и плотность очищаемого газа при нормальных условиях $Q_{\text{г}} = 4500$ м³/ч, $\rho_{\text{г}} = 1,29$ кг/м³, температура на входе в циклон $t = 110$ °С, динамическая вязкость $\mu_{\text{г}} = 21,6 \cdot 10^{-6}$ Па·с, барометрическое давление $P = 101,3$ кПа, разрежение в циклоне $p_{\text{в}} = 30$ кПа, начальная концентрация пыли в очищаемом газе $C_{\text{н}} = 50$ г/м³, медианный размер частиц пыли $d_m = 5$ мкм, логарифм среднего квадратичного отклонения размеров частиц $\lg \sigma_{\text{ч}} = 0,53$, плотность частиц пыли $\rho_{\text{ч}} = 2800$ кг/м³.

ГЛАВА 1. Сухие механические пылеуловители

Задача 1.8. Определите размеры (диаметр) циклона ЦН-24 для очистки дымовых газов. Вычислите гидродинамическое сопротивление Δp и эффективность η . Эта марка циклонов имеет наибольший наклон входной струи 24° и, следовательно, наименьшую длину закрученной спирали воздуха, наименьший коэффициент гидродинамического сопротивления и наименьшую эффективность очистки.

Рабочие условия: плотность газа $\rho_r = 0,89 \text{ кг/м}^3$, динамическая вязкость $\mu_r = 2,22 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. При рабочих условиях объемный расход газа $Q_r = 1,2 \text{ м}^3/\text{с}$. Плотность частиц $\rho_{\text{ч}} = 1930 \text{ кг/м}^3$, медианный размер частиц $d_m = 20 \text{ мкм}$, дисперсия логарифмов размеров частиц $(\lg \sigma_{\text{ч}})^2 = 0,25$. Начальная концентрация пыли $C_{\text{н}} = 10 \text{ г/м}^3$. Нужно обеспечить эффективность $\eta > 0,87$.

Как влияют и почему изменения расхода Q_r запыленного воздуха на эффективность его очистки от пыли в циклоне? Чему равна эффективность циклона для монодисперсного аэрозоля с $d_m = 20 \text{ мкм}$?

Задача 1.9. Выбрать батарейный циклон для очистки отходящих газов, определить его гидравлическое сопротивление Δp и эффективность η при следующих исходных данных: расход газа при нормальных условиях $Q_r = 240000 \text{ м}^3/\text{ч}$, плотность газа $\rho_r = 1,31 \text{ кг/м}^3$, температура $t = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, барометрическое давление $P = 101,3 \text{ кПа}$, разрежение в циклоне $p_{\text{в}} = 5 \text{ кПа}$, концентрация пыли в очищаемом газе $C_{\text{н}} = 15 \text{ г/м}^3$, плотность частиц пыли $\rho_{\text{ч}} = 3600 \text{ кг/м}^3$. Дисперсный состав пыли представлен в табл. 1.10.

Т а б л и ц а 1.10

Дисперсный состав пыли					
d_i , мкм	до 5	5...10	10...20	20...40	более 40
Доля g , % по массе	10	18	20	37	15

Задача 1.10. Предприятие работает в одну 8-часовую смену с двумя выходными днями. Объем отходящих газов, содержащих пыль, $Q_r = 1000 \text{ м}^3/\text{ч}$, высота выброса газов $H = 20 \text{ м}$, разность температур выбрасываемой газовой смеси и окружающего атмосферного воздуха $\Delta T = 25 \text{ }^\circ\text{C}$, коэффициент стратификации атмосферы $A = 120$, рельеф местности ровный, диаметр устья трубы $D_{\text{тр}} = 500 \text{ мм}$, концентрация пыли в отходящих газах $C_r = 100 \text{ г/м}^3$, фоновая концентрация пыли $C_{\text{ф}} = 0,05 \text{ мг/м}^3$, для пыли максимальная разовая предельно допустимая концентрация ПДК_{мр} = $0,15 \text{ мг/м}^3$. Пыль характеризуется следующими параметрами: медианный диаметр частиц $d_m = 10 \text{ мкм}$, $\lg \sigma_{\text{ч}} = 0,5$.

Рабочие параметры циклона приведены в табл. 1.11.

Т а б л и ц а 1.11

Параметры циклона	
Параметр	Значение параметра
Оптимальная скорость $v_{\text{опт}}$, м/с	4,5
d_{50} , мкм	8,5
$\lg \sigma_{\text{ч}}^T$	0,308

Достаточно ли установки циклона ЦН-24 для обеспечения требуемого нормативного качества атмосферного воздуха в приземном слое? Каков должен быть диаметр циклона?

Задачи 1.11-1.35. Выбрать и рассчитать диаметр $D_{\text{ц}}$, сопротивление Δp и эффективность η циклона типа НИИОГАЗ для очистки запыленного воздуха при атмосферном давлении по условиям следующих задач (см. табл. 1.12).

Т а б л и ц а 1.12

Исходные данные к задачам 1.11-1.35

Номер задачи	$Q_r \cdot 10^{-3}, \text{м}^3/\text{ч}$	$t, \text{°C}$	$C_n, \text{г}/\text{м}^3$	$\rho_{\text{ч}} \cdot 10^{-3}, \text{кг}/\text{м}^3$	$d_m, \text{мкм}$	$\sigma_{\text{ч}}$
1.11	1	100	45	2,3	30	2,5
1.12	17	180	60	2,5	45	1,5
1.13	15	150	50	2,8	40	2,0
1.14	3	100	40	3,2	50	1,8
1.15	2	150	80	1,8	80	2,4
1.16	9	100	100	2,1	60	1,6
1.17	10	150	30	2,5	40	2,3
1.18	16	100	25	3,1	30	2,1
1.19	4	200	60	1,8	50	1,9
1.20	13	180	35	2,3	45	1,4
1.21	5	250	80	1,9	55	1,8
1.22	18	150	20	2,6	40	1,2
1.23	15	200	30	2,7	35	2,8
1.24	7	120	70	1,7	50	2,0
1.25	6	170	90	3,3	30	1,5
1.26	2,5	100	100	2,5	40	1,7
1.27	3,5	150	80	1,8	50	2,8
1.28	5,5	200	65	2,2	35	2,2
1.29	1,5	150	50	2,3	30	2,4
1.30	7,5	180	75	3,5	20	1,6
1.31	10	150	35	2,8	60	1,4
1.32	8	100	40	2,1	40	2,3
1.33	12	120	60	1,9	50	2,6
1.34	14	180	50	2,2	55	1,3
1.35	11	160	100	2,7	45	2,0

Примечания: 1. Q_r – расход газа при нормальных условиях; t – температура газа на входе в циклон; C_n – начальная концентрация пыли; $\rho_{\text{ч}}$ – плотность частиц пыли; d_m – медианный размер частиц пыли; $\sigma_{\text{ч}}$ – дисперсия распределения частиц по размерам.

2. Расчет эффективности очистки провести с учетом данных табл. 1.1.

Задача 1.36. Рассчитать пылеуловитель ВЗП по следующим исходным данным: общий расход воздуха, подлежащего очистке, $Q_r = 6500 \text{ м}^3/\text{ч}$, рабочая температура очищаемого воздуха $t = 120 \text{ °C}$, концентрация пыли на входе $C_n = 10 \text{ г}/\text{м}^3$, требуемая эффективность пылеулавливания $[\eta] = 92\%$; параметры пыли, подлежащей осаждению: медианный диаметр $d_m = 20 \text{ мкм}$, параметр распределения $\sigma'_n = 2,0$, плотность материала пыли $\rho_n = 2500 \text{ кг}/\text{м}^3$, кратность потоков $K = 0,8$, допустимые гидравлические потери $[\Delta p] = 1000 \text{ Па}$.

Задача 1.37. Оценить эффективность очистки газа от пыли в струйно-инерционном пылеуловителе, определить размеры щелевого сопла, гидравлическое сопротивление аппарата и затраты энергии по исходным данным: расход очищаемого газа $Q_r = 1440 \text{ м}^3/\text{ч}$, температура газа $t = 20 \text{ °C}$, начальная концентрация пыли $C_n = 10 \text{ г}/\text{м}^3$, плотность частиц пыли $\rho_{\text{ч}} = 1500 \text{ кг}/\text{м}^3$, давление атмосферное, скорость газа в щели сопла $v_r = 25 \text{ м}/\text{с}$, ширина щелевого сопла $b = 0,015 \text{ м}$, диаметр направляющего цилиндра $D_{\text{ц}} = 0,15 \text{ м}$. Данные распределения частиц пыли по размерам:

$d_{\text{ч},i}, \text{мкм}$	10	16	25	40	63	100	120
$g_i, \% \text{ по массе}$	3	4	7	15	20	28	23

Глава 2. Газовоздушные фильтры

В фильтрационных сепараторах очистка воздуха (газа) от аэрозольных загрязнений (пыли, сажи, капельной влаги) происходит при прохождении загрязненного потока через слой пористого материала. В качестве фильтрующего слоя используют волокна, ткани, кокс, гравий и др.

Фильтрация дисперсионных и конденсационных аэрозолей в пористой среде обеспечивает высокую степень осаждения взвешенных частиц с любыми размерами, вплоть до близких к молекулярным. Дисперсная примесь улавливается при огибании потоком аэрозоля препятствий, образованных на его пути структурными элементами пористого слоя.

2.1. Ячейковые фильтры

Ячейковые фильтры применяют для очистки при невысокой концентрации пыли (до 10 мг/м^3) обычно в системах приточной вентиляции и кондиционирования воздуха. Они имеют конструкцию в виде металлической ячейки рамного типа, заполняемой различными фильтрующими материалами: металлическими сетками, смачиваемыми висциновым или веретенным маслом (фильтры ФЯР), ультратонким стекловолокном (фильтры ФЯУ), виниловыми сетками (фильтры ФЯВ) и модифицированным пенополиуретаном (фильтры ФЯП).

Ячейковые фильтры обычно собирают в панель, через которую пропускают запыленный воздух (рис. 2.1).

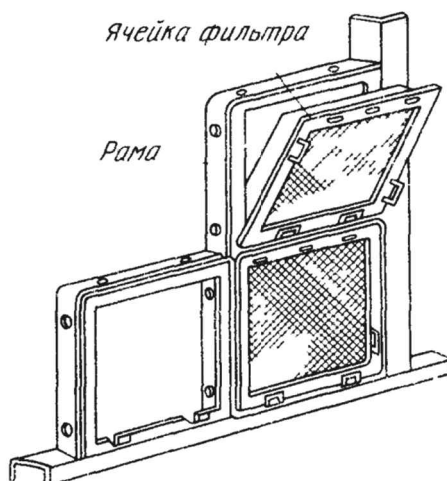


Рис. 2.1. Ячейковый масляный фильтр

При запылении фильтра до предельной величины фильтрующий материал либо заменяется новым (фильтры ФЯУ), либо регенерируется продуванием сжатого воздуха, промывкой горячей водой или паром, выколачиванием и т.п.

Каждый тип ячейкового фильтра характеризуется определенной пылеемкостью. Эффективность пылеулавливания составляет на атмосферной пыли до 80 %, гидравлическое сопротивление 40...60 Па (по мере накопления пыли оно возрастает до 300 Па). Технические данные ячейковых фильтров приведены в табл. П.4 приложения.

Порядок расчета ячейковых фильтров следующий.

1. Определяют допустимую концентрацию пыли в приточном воздухе $C_k, \text{ мг/м}^3$.

$$C_k = 0,3 C_{\text{ПДК}}, \quad (2.1)$$

где $C_{\text{ПДК}}$ - предельно допустимая концентрация пыли в рабочей зоне, мг/м^3 .

2. Рассчитывают по формуле (1.38) требуемую эффективность очистки воздуха от пыли.

3. По каталогу выбирают ячейковый фильтр, обеспечивающий требуемую степень очистки воздуха. Зная производительность одного фильтра, подсчитывают необходимое число фильтров по формуле

$$N = Q_r / q, \quad (2.2)$$

где Q_r - расход очищаемого воздуха, м³/ч; q - производительность (воздушная нагрузка) одного ячейкового фильтра, м³/ч.

4. Определяют суммарную площадь фильтрующей поверхности, м²:

$$S = a b N, \quad (2.3)$$

где a, b - размеры поперечного сечения фильтра, м.

5. Вычисляют суммарную пылеемкость фильтров, г:

$$M = \Pi S, \quad (2.4)$$

где Π - удельная пылеемкость фильтра, г/м².

6. Рассчитывают продолжительность эксплуатации фильтров без замены или регенерации фильтрующего материала, ч:

$$\tau = 1000 M / [(C_n - C_k) Q_r], \quad (2.5)$$

Если продолжительность эксплуатации фильтров оказывается неудовлетворительной, ее увеличивают, устанавливая большее число ячейковых фильтров.

Годовой расход масла на перезарядку фильтров (в кг) определяют по формуле:

$$G_m = q_m N m, \quad (2.6)$$

где q_m - расход масла на одну зарядку ячейкового фильтра, кг; m - число зарядок фильтра в год.

Пример 2.1. Спроектировать очистку приточного вентиляционного воздуха от атмосферной пыли на заводе по производству минерального волокна, если расход подаваемого в помещение воздуха равен $Q_r = 35000$ м³/ч, концентрация пыли в воздухе равна $C_n = 5$ мг/м³ и пыль содержит в своем составе диоксид кремния до 10 %.

Решение 1. В соответствии с ГОСТ 12.1.005-88 для пыли, содержащей двуокись кремния от 2 до 10 %, ПДК составляет 4 мг/м³. В приточном воздухе пылесодержание по формуле (2.1) не должно превышать

$$C_k = 0,3 \cdot 4 = 1,2 \text{ мг/м}^3.$$

2. Определяем по формуле (1.38) требуемую эффективность очистки воздуха:

$$\eta = 100(C_n - C_k) / C_n = 100(5 - 1,2) / 5 = 76 \text{ \%}.$$

3. Принимаем фильтр типа ФЯР со следующими техническими характеристиками:

- производительность $Q_r = 1540$ м³/ч;

- пылеемкость $\Pi = 1500$ г/м²;

- площадь фильтрующей поверхности $S_1 = 0,22$ м²;

- эффективность пылезadržания $\eta = 80$ %.

Данный фильтр удовлетворяет требованиям, так как его эффективность выше расчетной величины.

Определяем по формуле (2.2) потребное число фильтров:

$$N = 35000/1540 = 22,7 \text{ шт.}$$

Принимаем к установке 22 фильтра.

4. Суммарная площадь фильтрующей поверхности по формуле (2.3) составит

$$S = S_1 N = 0,22 \cdot 22 = 4,84 \text{ м}^2.$$

5. Суммарное количество пыли, которое может быть задержано фильтрами, по формуле (2.4) равно

$$M = \Pi S = 1500 \cdot 4,84 = 7260 \text{ г.}$$

6. Продолжительность эксплуатации фильтров без замены или регенерации определяем по формуле (2.5):

$$\tau = \frac{1000 \cdot 7260}{35000(5 - 1,2)} = 55 \text{ ч.}$$

7. Определяем расход масла на замасливание ячейковых фильтров. При односменном режиме работы регенерацию фильтров необходимо выполнять примерно один раз в неделю ($55/8 = 7$ дней) или четыре раза за месяц. Следовательно, за год их необходимо регенерировать 48 раз. При расходе масла на зарядку одного ячейкового фильтра в количестве 200 г общий расход масла для воздухоочистной установки по формуле (2.6) составит

$$G_M = 0,2 \cdot 22 \cdot 48 = 211 \text{ кг.}$$

2.2. Рукавиые фильтры

В технике пылеочистки широко распространены рукавные тканевые фильтры (рис. 2.2). Их применяют для очистки больших объемов воздуха (газов) со значительной концентрацией пыли. Фильтрующими элементами являются рукава из специальной фильтровальной ткани.

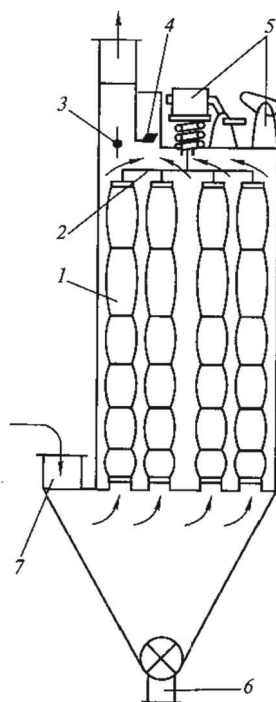


Рис. 2.2. Схема рукавного фильтра:

1, 2 — патрубки; 3 — фильтрующий элемент; 4 — рама; 5 — заслонки; 6 — стряхивающий механизм

Рукавные фильтры обеспечивают тонкую очистку воздуха от пылевых частиц, имеющих размер менее 1 мкм. Наряду с циклонами они являются одним из основных видов пылеулавливающего оборудования. Технологические расчеты фильтров сводятся к определению площади фильтровальной перегородки, гидравлического сопротивления фильтровальной перегородки и аппарата в целом, частоты и продолжительности циклов регенерации фильтрующих элементов.

Отечественной промышленностью выпускаются рукавные фильтры различных типов (см. табл. П.5 приложения).

Расчет рукавных фильтров для газов сводится к определению требуемой площади поверхности S (м^2) фильтра по формуле:

$$S = Q_r / q, \quad (2.7)$$

где Q_r — объемный расход запыленного газа; q — удельный объемный расход запыленного газа в расчете на 1 м^2 ткани, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$.

Величину q принимают обычно равной 0,2...1 $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$, а при улавливании крупной пыли до 2,5 $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$.

Площадь фильтрующей поверхности аппарата определяют из выражения

$$S_{\phi} = \frac{Q_r + Q_p}{60q} + S_p, \quad (2.8)$$

где Q_r - объем газа, поступающего на очистку, $\text{м}^3/\text{ч}$; Q_p - объем газа или воздуха, расходуемого на регенерацию ткани, $\text{м}^3/\text{ч}$; S_p - площадь фильтрующей поверхности, отключаемой на регенерацию в течение 1 ч, м^2 .

Величину S_p следует рассчитывать по зависимости

$$S_p = N_c S_c \tau'_p m_p / 3600, \quad (2.9)$$

где N_c - число секций в фильтре; S_c - площадь фильтрующей поверхности секции, м^2 ; τ'_p - время регенерации секции, с; m_p - число регенерации в течение 1 ч.

Для фильтров с импульсной продувкой в связи с кратковременностью процесса регенерации поверхности фильтра объемом газа, расходуемого на обратную продувку, можно пренебречь.

Удельная газовая нагрузка q на фильтровальную перегородку для рукавных фильтров колеблется от 0,3 до 6 $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$. Внутри этого диапазона выбор оптимального значения зависит от многих факторов и в первую очередь от свойств улавливаемой пыли, способа регенерации фильтровальных элементов, концентрации пыли в газе, структуры фильтровального материала, температуры очищаемого газа, требуемой степени очистки.

С достаточной для практических расчетов точностью удельную газовую нагрузку в рукавных фильтрах можно определить из следующего выражения [$\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$]:

$$q = q_n c_1 c_2 c_3 c_4 c_5, \quad (2.10)$$

где q_n - нормативная удельная нагрузка, зависящая от вида пыли и ее склонности к агломерации (определяется по данным, приведенным далее); c_1 - коэффициент, характеризующий особенность регенерации фильтрующих элементов; c_2 - коэффициент, учитывающий влияние концентрации пыли на удельную газовую нагрузку (определяется по рис. 2.3); c_3 - коэф-

ГЛАВА 2. Газовоздушные фильтры

коэффициент, учитывающий влияние дисперсного состава пыли в газе (определяется по данным, приведенным далее); c_4 - коэффициент, учитывающий влияние температуры газа (определяется по данным, приведенным далее); c_5 - коэффициент, учитывающий требования к качеству очистки.

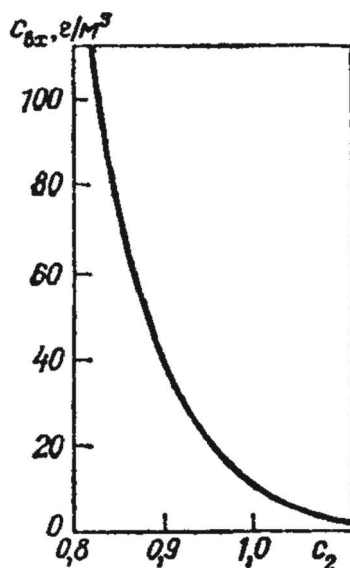


Рис. 2.3. Зависимость коэффициента c_2 от концентрации пыли на входе в фильтр $C_{вх}$

Значения нормативной удельной газовой нагрузки q_n ($м^3/(м^2 \cdot мин)$) для различных материалов:

комбикорм, мука, зерно, жмыховая смесь, пыль кожи, опилки, табак, картонная пыль, поливинилхлорид после распылительной сушилки	3,5	асбест, волокнистые целлюлозные материалы, пыль при выбивке отливок из форм, гипс, известь гашеная, пыль от полировки, соль, песок, пыль пескоструйных аппаратов, тальк, кальцинированная сода	2,6
глинозем, цемент, керамические красители, уголь, плавиковый шпат, резина, каолин, известняк, сахар, пыль горных пород	2,0	кокс, летучая зола, металлопорошки, окислы металлов, пластмассы, красители, силикаты, крахмал, смолы сухие, химикаты из нефтесырья	1,7
		активированный уголь, технический углерод, моющие средства, порошковое молоко, возгоны цветных и черных металлов	1,7

Для коэффициента, учитывающего влияние особенностей регенерации фильтровальных элементов, в качестве базового варианта принимают фильтр с импульсной продувкой сжатым воздухом с рукавами из ткани. Для этого аппарата коэффициент $c_1 = 1$. При использовании рукавов из нетканых материалов значение коэффициента может увеличиваться на 5...10%. Для фильтров с регенерацией путем обратной продувки и одновременного встряхивания или покачивания рукавов принимается коэффициент $c_1 = 0,70...0,85$, меньшее значение принимается для более плотной ткани. При регенерации путем только обратной продувки $c_1 = 0,55...0,70$.

В теории фильтрации принято оперировать величиной, обратной по смыслу эффективности очистки - проскоком. В практике проектирования установок фильтрации степень очистки не вычисляют, а принимают по информации, приводимой в каталогах заводов-изготовителей. Эту величину также следует рассматривать как оценочную. При эксплуатации фильтра величина проскока не остается постоянной во времени. В цикле между регенерациями проскок падает от максимального до минимального значения по мере накопления пыли на фильтре. В целом за период эксплуатации тканевого

фильтра проскок длительное время (несколько тысяч циклов) снижается вследствие увеличения остаточной запыленности ткани, а затем, продержавшись некоторое время на минимальном уровне, начинает расти вследствие износа материала.

Концентрация пыли (коэффициент c_2) сказывается на продолжительности цикла фильтрования. При увеличении концентрации повышается частота регенерации и удельная нагрузка должна снижаться. Однако зависимость удельной нагрузки от концентрации пыли не является линейной функцией. Наиболее заметно изменение концентрации проявляет себя в интервале $1...30 \text{ г/м}^3$ (см. рис. 2.3). При более высоких значениях усиливается влияние коагуляции частиц пыли, и часть ее в виде агломератов падает в бункер до осаждения на фильтровальных элементах.

Значения коэффициента c_3 , учитывающего влияние дисперсного состава пыли d_m , приведены в табл. 2.1.

Т а б л и ц а 2.1

Зависимость коэффициента c_3 от диаметра частиц d_m

d_m , мкм	<3	3...10	10...50	50...100	>100
c_3	0,7...0,9	0,9	1,0	1,1	1,2...1,4

Значения коэффициента c_4 , учитывающего влияние температуры газа t , приведены в табл. 2.2.

Т а б л и ц а 2.2

Зависимость коэффициента c_4 от температуры газа t

t , °C	20	40	60	80	100	120	140	160
c_4	1	0,9	0,84	0,78	0,75	0,73	0,72	0,70

Коэффициент c_5 , учитывающий требования к качеству очистки, оценивается по концентрации пыли в очищенном газе. При концентрации пыли в отходящих газах 30 мг/м^3 $c_5 = 1$, при 10 мг/м^3 - $c_5 = 0,95$.

При подборе рукавных фильтров важна оценка ожидаемого гидравлического сопротивления, определяющего энергетические затраты на фильтрование. Гидравлическое сопротивление фильтра Δp_ϕ складывается из сопротивлений корпуса Δp_k и фильтровальной перегородки Δp_π .

$$\Delta p_\phi = \Delta p_k + \Delta p_\pi \quad (2.11)$$

Гидравлическое сопротивление корпуса аппарата определяется величиной местных сопротивлений, возникающих на входе в аппарат и выходе из него и при раздаче потока по фильтровальным элементам. В общем виде гидравлическое сопротивление корпуса может быть оценено коэффициентом сопротивления корпуса аппарата, отнесенным к скорости газа во входном патрубке:

$$\zeta_k = \frac{2 \Delta p_k}{v_{\text{вх}}^2 \rho_\Gamma} \quad (2.12)$$

где $v_{\text{вх}}$ - скорость газа во входном патрубке, м/с.

Величину ζ_k при конструировании фильтров обычно принимают равной $1,5...2,0$.

Гидравлическое сопротивление фильтровальной перегородки включает потери напора за счет самой перегородки ($\Delta p'_\pi$) и потери за счет осевшей на перегородку пыли ($\Delta p''_\pi$):

$$\Delta p_{\Pi} = \Delta p'_{\Pi} + \Delta p''_{\Pi}. \quad (2.13)$$

Величину $\Delta p'_{\Pi}$ (Па) удобно вычислять по выражению:

$$\Delta p'_{\Pi} = K_{\Pi} \mu_{\Gamma} w_{\Phi}^n, \quad (2.14)$$

где K_{Π} - коэффициент, характеризующий сопротивление фильтровальной перегородки, м^{-1} ; μ_{Γ} - динамическая вязкость газа, $\text{Па}\cdot\text{с}$; w_{Φ} - скорость фильтрования, $\text{м}/\text{с}$; n - показатель степени, зависящий от режима течения газа сквозь перегородку (для ламинарного режима $n = 1$, для турбулентного $n > 1$).

Коэффициент K_{Π} зависит от толщины и проницаемости фильтровальной перегородки, количества пыли, оставшейся на ней после регенерации, свойств пыли, поэтому его определяют экспериментально. Например, для фильтровальных тканей из лавсана, улавливающих цементную или кварцевую пыль с медианным диаметром в пределах 10...20 мкм, $K_{\Pi} = (1100...1500) \cdot 10^6 \text{ м}^{-1}$, для тех же материалов при улавливании возгонов от сталеплавильных дуговых печей с медианным диаметром частиц 2,5...3,0 мкм $K_{\Pi} = (2300...2400) \cdot 10^6 \text{ м}^{-1}$. Для более плотных тканей (лавсан, стеклоткань) на тех же пылях коэффициент K_{Π} увеличивается в 1,2...1,3 раза.

При улавливании пылей с медианным размером частиц меньше 1 мкм коэффициент K_{Π} увеличивается в несколько раз и для лавсана. При улавливании возгонов кремния с медианным диаметром 0,6 мкм он составляет $(13000...15000) \cdot 10^6 \text{ м}^{-1}$.

Приведенные значения не учитывают возможное увеличение в присутствии влаги.

Сопротивление $\Delta p''_{\Pi}$ (Па), вызванное осевшей на перегородку пылью, рассчитывают по уравнению:

$$\Delta p''_{\Pi} = \mu_{\Gamma} \tau C_{\Pi} w_{\Phi}^2 K_1, \quad (2.15)$$

где μ_{Γ} - динамическая вязкость газа, $\text{Па}\cdot\text{с}$; τ - продолжительность фильтровального цикла, с; C_{Π} - концентрация пыли на входе в фильтр, $\text{кг}/\text{м}^3$; K_1 - параметр сопротивления слоя пыли, $\text{м}/\text{кг}$.

Величина K_1 зависит от свойств пыли и пористости слоя пыли на перегородке. Например, для цемента с медианным диаметром частиц $d_m = 12...20$ мкм $K_1 = (6,5...16) \cdot 10^9 \text{ м}/\text{кг}$, для частиц кремния $d_m = 0,7$ мкм $K_1 = 330 \cdot 10^9 \text{ м}/\text{кг}$, для возгонов сталеплавильной дуговой печи $d_m = 3$ мкм $K_1 = 80 \cdot 10^9 \text{ м}/\text{кг}$.

Пользуясь формулой (2.15), при известном или заданном гидравлическом сопротивлении слоя пыли можно найти продолжительность фильтровального цикла:

$$\tau = \frac{\Delta p''_{\Pi}}{\mu_{\Gamma} C_{\Pi} w_{\Phi}^2 K_1}. \quad (2.16)$$

Следует иметь в виду, что общее сопротивление рукавных фильтров не должно превышать 2800 Па, а сопротивление слоя пыли на перегородке – 600...800 Па.

Пример 2.2. Подобрать рукавный фильтр для очистки $Q_{\Gamma} = 50000 \text{ м}^3/\text{ч}$ отработанного сушильного агента после сушки известняка в барабанной сушилке. Температура отходящего сушильного агента $t = 80 \text{ }^\circ\text{C}$, концентрация пыли на входе в фильтр $C_{\Pi} = 1,5 \text{ г}/\text{м}^3$, плотность частиц $\rho_{\text{ч}} = 1800 \text{ кг}/\text{м}^3$, средний диаметр частиц пыли $d_m = 3,5$ мкм, содержание пыли после фильтра не должно превышать $C_{\text{к}} = 15 \text{ мг}/\text{м}^3$. В качестве фильтровальной ткани рекомендуется лавсан. Кроме того, подобрать вентилятор и определить мощность электродвигателя

привода, если гидравлическое сопротивление системы без фильтра составляет $\Delta p = 1300$ Па, КПД вентилятора $\eta_v = 0,75$, передача к вентилятору – клиноременная ($\eta_n = 0,92$).

Решение. Определяем удельную газовую нагрузку, пользуясь выражением (2.10):

$$q = q_n c_1 c_2 c_3 c_4 c_5.$$

Принимаем $q_n = 2 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$, $c_1 = 1$, $c_3 = 0,9$, $c_4 = 0,78$; по графику (см. рис. 2.3) находим $c_2 = 1,1$; с учетом требований к качеству очистки принимаем $c_5 = 0,96$.

Подставив найденные значения коэффициентов в формулу (2.10), получим:

$$q = 2 \cdot 1 \cdot 1,1 \cdot 0,9 \cdot 0,78 \cdot 0,96 = 1,48 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин}).$$

Определяем по формуле (2.7) площадь поверхности фильтрования:

$$S = \frac{Q_r}{60q} = \frac{50000}{60 \cdot 1,48} = 563 \text{ м}^2.$$

По каталогу для приведенных условий выбираем фильтр ФРКДИ-550 с фактической площадью поверхности фильтрования 550 м^2 . Некоторое уменьшение площади допустимо до тех пор, пока не будет превышена допустимая удельная газовая нагрузка для фильтров данного типа - $1,6 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$.

Определяем по формуле (2.13) гидравлическое сопротивление фильтровальной перегородки с учетом формул (2.14) и (2.15):

$$\Delta p_n = K_n \mu_r w_\phi^n + K_1 \mu_r \tau C_n w_\phi^2.$$

Пользуясь приведенными рекомендациями, принимаем $K_n = 2,3 \cdot 10^9 \cdot 1,2 = 2,76 \cdot 10^9 \text{ м}^{-1}$, $K_1 = 80 \cdot 10^9 \text{ м/кг}$, $w_\phi = 0,015 \text{ м/с}$, $\tau^n = 600 \text{ с}$, $\mu_r = 19 \cdot 10^6 \text{ Па} \cdot \text{с}$, $n = 1$. Подставив эти значения в формулу (2.13), получим:

$$\begin{aligned} \Delta p_n &= 2,76 \cdot 10^9 \cdot 19 \cdot 10^{-6} (0,015)^{n=1} + 80 \cdot 10^9 \cdot 19 \cdot 10^{-6} \times \\ &\times 600 \cdot 1,5 \cdot 10^{-3} (0,015)^2 = 787 + 308 = 1095 \text{ Па}. \end{aligned}$$

Определяем по формуле (2.11) гидравлическое сопротивление фильтра в целом:

$$\Delta p_\phi = \Delta p_k + \Delta p_n.$$

Гидравлическое сопротивление корпуса аппарата Δp_k определяем, задаваясь коэффициентом гидравлического сопротивления корпуса $\zeta_k = 2$, приведенным к скорости во входном патрубке площадью $S_{\text{вх}} = 2,4 \times 0,55$:

$$v_{\text{вх}} = \frac{Q_r}{S_{\text{вх}}} = \frac{50000}{3600 \cdot 2,4 \cdot 0,55} = 10,52 \text{ м/с},$$

тогда

$$\Delta p_k = \zeta_k v_{\text{вх}}^2 \rho_r / 2 = 2 (10,52)^2 \cdot 0,998 / 2 = 110 \text{ Па}$$

и общее гидравлическое сопротивление фильтра

$$\Delta p_{\phi} = 110 + 1095 = 1205 \text{ Па.}$$

Исходя из расхода газа и общего сопротивления установки

$$\Delta p_{\text{общ}} = \Delta p_c + \Delta p_{\phi} = 1300 + 1205 = 2505 \text{ Па,}$$

по каталогу и техническим характеристикам выбираем вентилятор высокого давления ВД-15,5 с номинальным расходом $Q_r = 60000 \text{ м}^3/\text{ч}$ и $\Delta p_n = 3000 \text{ Па}$.

Определяем мощность электродвигателя вентилятора:

$$P_{\text{эл}} = \frac{Q_r \Delta p_{\text{общ}}}{1000 \eta_v \eta_{\text{п}}} = \frac{50000 \cdot 2505}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,75 \cdot 0,92} = 50 \text{ кВт.}$$

Существует и другая методика расчета рукавного фильтра.

Порядок расчета площади фильтрующей поверхности.

1. С учетом физико-химических характеристик выбросов, характера производства, технико-экономических и других факторов обосновывают эффективность очистки газов посредством фильтрации, принимают тип фильтрующей среды и фильтра (волоконный, тканевый, зернистый и др.), подбирают приемлемый материал волокон, ткани или гранул; для тканых и зернистых фильтров определяют также способ регенерации фильтрующего слоя.

2. По общему расходу запыленных газов Q_r ($\text{м}^3/\text{с}$), расходу газов Q_p на регенерацию ($\text{м}^3/\text{с}$), и удельной нагрузке q ($\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$), допустимой для выбранного типа фильтра, определяют рабочую площадь фильтрации:

$$S_{\phi} = (Q_r + Q_p) / q, \text{ м}^2 \quad (2.17)$$

Количество газов на регенерацию Q_p принимают по техническим характеристикам выбранных фильтров.

Значение допустимой удельной нагрузки $q_{\text{доп}}$ (скорости фильтрации) при отсутствии опытных данных подбирают по рекомендациям предприятий - изготовителей, приведенным в каталогах или по другим официальным источникам. Ориентировочные значения $q_{\text{доп}}$ для рукавных фильтров, составленные на основании обобщения опыта эксплуатации в различных отраслях промышленности, приведены в табл. П.6 приложения.

3. Если регенерацию проводят с отключением секций, то к рабочей площади фильтрации S_{ϕ} прибавляют величину площади фильтрации в них и находят общую площадь фильтра, м^2

$$S_{\text{общ}} = S_{\phi} + S_p. \quad (2.18)$$

Площадь фильтрации дополнительных секций, отключенных на регенерацию S_p , м^2 , можно найти из соотношения

$$S_p = N_c S_1 \tau n, \quad (2.19)$$

где N_c - число секций в фильтре; S_1 - площадь фильтрации одной секции, м^2 ; τ - время отключения секций на регенерацию, с ; n - число регенераций за 1 час.

При отсутствии технических данных по фильтру для регенерации обратной продувкой или встряхиванием можно оценочно принимать $n = 1 \dots 10$, $\tau = 2 \dots 20$ с.

Для фильтров с импульсной и струйной продувками, в которых отключение секций на регенерацию не требуется, общая площадь поверхности фильтрации $S_{\text{общ}}$ принимается равной рабочей $S_{\text{ф}}$.

4. Требуемое число секций или фильтров находят по соотношению:

$$N_c = S_{\text{общ}} / S_1, \quad (2.20)$$

где S_1 - площадь одной секции фильтра, м^2 .

Вычисленное значение N_c округляют до целого в сторону увеличения.

5. Находят сопротивление фильтровальной установки, потери давления в коммуникациях и выполняют подбор вентилятора.

Пример 2.3. Рассчитать очистку запыленного воздуха в рукавных фильтрах, если расход воздуха составляет $Q_r = 35000 \text{ м}^3/\text{ч}$. Подобрать марку рукавного фильтра, определить необходимое число N фильтров и их воздушную нагрузку q .

Решение. Выбираем удельную воздушную нагрузку на ткань $q = 50 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. Определяем необходимую площадь фильтрующей поверхности за вычетом площади фильтрации регенерируемой секции фильтра:

$$S_{\text{общ}} = S - S_c = V_r / q = 35000 / 50 = 700 \text{ м}^2.$$

Принимаем к установке рукавный фильтр ФВК-90 (см. табл. П.4 приложения), общая площадь фильтрующей поверхности которого составляет 90, а рабочая 75 м^2 .

Тогда потребное число фильтров по формуле (2.20) составят

$$N = 700 / 75 = 9,33 \text{ шт.}$$

Принимаем 10 фильтров с общей площадью фильтрующей поверхности $S_{\text{общ}} = 90 \cdot 10 = 900 \text{ м}^2$ и рабочей поверхностью $S = 75 \cdot 10 = 750 \text{ м}^2$. Фактическая воздушная нагрузка на ткань с учетом формулы (2.7) составят

$$q = 35000 / 750 = 47 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Пример 2.4. Подобрать оборудование для очистки воздуха от пыли. Расход воздуха $Q_r = 5620 \text{ м}^3/\text{ч}$. Начальное содержание пыли $C_{\text{п}} = 100 \text{ мг}/\text{м}^3$.

Решение. При данной начальной концентрации пыли в воздухе можно применить одноступенчатую очистку в рукавном фильтре типа ФВ. Удельную воздушную нагрузку на фильтровальную ткань принимаем согласно данным табл. П.5, П.6 приложения $q = 120 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Необходимую площадь фильтра определяем по формуле (2.7):

$$S = Q_r / q = 5620 / 120 = 46,8 \text{ м}^2.$$

Принимаем к установке фильтр ФВ-60 (площадь фильтровальной ткани 60 м^2).

Определяем действительную воздушную нагрузку на фильтровальную ткань

$$q = Q_r / S = 5620 / 60 = 93,7 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Пример 2.5. Подобрать фильтр для очистки выбросов целлюлозно-бумажного комбината. Общий расход запыленных газов $Q_r = 5 \text{ м}^3/\text{с}$, температура газов $T = 413 \text{ К}$, средний диаметр частиц пыли $d_m = 1,1 \text{ мкм}$, концентрация пыли в газах $4,1 \text{ г}/\text{м}^3$.

Решение. Подбор и расчет фильтра выполняем в следующем порядке.

1. Основываясь на заданном дисперсном составе пыли, можно уверенно предполагать, что из всех рассмотренных ранее способов фильтрация в пористой среде должна обеспечить наиболее высокую степень очистки. Большая начальная запыленность не способствует использованию тонковолокнистых фильтров. В то же время не слишком высокая температура обрабатываемых газов, отсутствие в них острых и раскаленных частиц, химически агрессивных веществ позволяют остановиться на тканевых фильтрах. По-видимому, было бы целесообразно рассмотреть и вариант совместной очистки от взвешенных частиц и газовых загрязнителей (H_2S , меркаптаны) посредством сорбции в зернистых фильтрах. Однако можно заранее предполагать, основываясь на характеристиках серийно выпускаемых гравийных фильтров, что степень очистки в них от пылевых загрязнений ниже, чем в тканевых.

Удельная газовая нагрузка при очистке конденсационных аэрозолей по табл. П.6 приложения равна $q = 0,0055 \dots 0,0075 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ с})$.

По заданной температуре газов подбираем материал фильтра (в частности стеклоткань), которому по каталогу соответствуют фильтры типа ФР-650, имеющие посекционную регенерацию обратной продувкой. Характеристики фильтра: площадь фильтровальной поверхности $S_\phi = 650 \text{ м}^2$, число секций $N_c = 6$, число рукавов в секции $n_p = 90$, диаметр рукава $d_p = 127 \text{ мм}$, длина рукава $h_p = 3 \text{ м}$, удельная газовая нагрузка $q = 0,005 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ с})$, температура газов на входе в фильтр $t = 230 \dots 240 \text{ }^\circ\text{C}$, производительность $Q_r = 9000 \dots 12000 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($2,5 \dots 3,33 \text{ м}^3/\text{с}$).

2. Расход газов на регенерацию обратной продувкой примем в количестве 10 % от общего расхода обрабатываемых газов ($Q_p = 0,1 Q_r$).

Необходимую рабочую площадь определим из формулы (2.17):

$$S_\phi = (Q_r + Q_p) / q = (5 + 0,5) / 0,005 = 1100 \text{ м}^2.$$

Принимаем к установке два фильтра ФР-650 общей площадью фильтрации $S_\phi = 1300 \text{ м}^2$.

3. Определим дополнительную площадь S_p отключаемых при регенерации секций по формуле (2.19), приняв $\tau = 5 \text{ с}$; $N_c = 12$ для двух фильтров, площадь фильтрации одной секции $S_1 = 110 \text{ м}^2$, m ; число регенераций за один час $n = 2$:

$$S_p = N_c S_1 \tau n = 12 \cdot 110 \cdot 5 \cdot 2 / 3600 = 3,67 \text{ м}^2.$$

Общая площадь поверхности фильтрации по формуле (2.18) обеспечивается двумя фильтрами ФР-650:

$$S_{\text{общ}} = 1100 + 3,67 \cong 1103,67 \text{ м}^2.$$

4. Определяя площадь фильтрации одного рукава как площадь боковой поверхности цилиндра с одинаковыми диаметром и высотой, получим

$$S_1 = \pi d_p h_p n_p = 3,14 \cdot 0,127 \cdot 3 \cdot 90 = 107,7 \text{ м}^2.$$

Требуемое число секций находим по формуле (2.20):

$$N_c = S_{\text{общ}} / S_1 = 1103,67 / 107,7 = 10,25$$

Число секций в двух фильтрах ФР-650 составляет 12, что превосходит требуемую величину.

5. Гидравлическое сопротивление аппарата ФР-650 $\Delta p = 1600$ Па.

При потере давления в газоходах до 500 Па дутьевым устройством для установки может служить вентилятор типа ВДН -12,5 с подачей $Q_r = 7 \text{ м}^3/\text{с}$, давлением $p = 2580$ Па и потребляемой мощностью $P = 22$ кВт.

Пример 2.6. Выбрать рукавный фильтр для улавливания оксидов свинца из отходящих газов трубчатой печи в производстве пигментов, если расход газов $Q_r = 1500 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Решение. Удельная нагрузка ткани по запыленному газу колеблется в пределах $q = 48 \dots 120 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. Учитывая тонкую дисперсность частиц оксида свинца, принимаем удельную нагрузку на рукавную ткань $q = 54 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Требуемая площадь фильтрования по формуле (2.7) составит:

$$S = Q_r / q = 1500 / 54 = 27,8 \text{ м}^2.$$

Выбираем по табл. П.5 приложения рукавный фильтр типа Г4-1БФМ-30 с автоматическим встряхиванием рукавов и обратной продувкой фильтровальной ткани. Фильтр имеет 36 рукавов с общей площадью фильтрования $S = 30 \text{ м}^2$.

Гидравлическое сопротивление выбранного рукавного фильтра может быть приближенно определено по эмпирической формуле:

$$\Delta p = 0,2943 \left(\frac{Q_r}{S} \right)^{1,28} = 0,2943 \left(\frac{1500}{27,8} \right)^{1,28} = 49 \text{ Па}.$$

При значительной запыленности ткани гидравлическое сопротивление может возрасти во много раз.

Пример 2.7. С какой газовой нагрузкой q можно работать при фильтрации газа запыленностью $C_n = 1,4 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/\text{м}^3$, если известно, что плотность пыли $\rho_n = 6400 \text{ кг}/\text{м}^3$, средний размер частиц $d_m = 0,35 \cdot 10^{-6} \text{ м}$, пористость слоя пыли $\varepsilon_n = 0,94$, температура газа $t = 90 \text{ }^\circ\text{C}$, время между регенерациями $\Delta \tau_p = 15$ мин, в фильтре применяют рукава НЦМ? Пористость ткани $\varepsilon_r = 0,83$, удельное гидравлическое сопротивление ткани в чистом виде, отнесенное к толщине, равной 1 м, при скорости воздуха $1 \text{ м}/\text{с}$ $p_0 = 1,8 \cdot 10^5 \text{ Па}$.

Решение. Желательно, чтобы сопротивление ткани фильтра составляло около $\Delta p \approx 900$ Па (90 мм вод. ст.). При $t = 90 \text{ }^\circ\text{C}$ динамическая вязкость газа равна $\mu_r = 22 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (см. табл. П.1 приложения). Подставляем эти данные в формулу (2.21) расчета величины гидравлического сопротивления запыленной ткани в рукавном фильтре, Па:

$$\Delta p = \frac{817 \mu_r q (1 - \varepsilon_n)}{d_m^2 \varepsilon_n^3} \left[0,82 \cdot 10^{-6} d_m^{0,25} \varepsilon_r^3 (1 - \varepsilon_n) p_0^{2/3} + \frac{q \Delta \tau_p C_1}{\rho_n} \right], \quad (2.21)$$

где μ_r – динамическая вязкость газа, Па·с; q – скорость газа, рассчитанная на всю площадь ткани (газовая нагрузка), $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$:

$$900 = \frac{817 \cdot 22 \cdot 10^{-6} \cdot 0,06 \cdot q}{(0,35 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 0,94^3} \left[\frac{0,82 \cdot 10^{-6} (0,35 \cdot 10^{-6})^{0,25} \cdot 0,83^3 (1-0,94) (1,8 \cdot 10^5)^{2/3} +}{6400} \right] =$$

$$= 10600 \cdot q (2,18 + 197 \cdot q).$$

Отсюда находим, что $q = 0,016 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}) = 0,96 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$.

Пример 2.8. Требуется рассчитать, через какие промежутки времени $\Delta\tau_p$ следует осуществлять регенерацию рукавного фильтра, в котором очищают газы печи, если применяют фильтровальные рукава ЦМ. Запыленность газов составляет $C_p = 14 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$, скорость фильтрации (газовая нагрузка) $w_\phi = q = 0,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$, плотность пыли $\rho_p = 5400 \text{ кг/м}^3$, средний размер частиц $d_m = 1,3 \cdot 10^{-6} \text{ м}$, температура газа $t = 90 \text{ }^\circ\text{C}$, пористость осевшей пыли $\epsilon_p = 0,85$, пористость ткани $\epsilon_t = 0,89$, удельное сопротивление ткани $p_0 = 1,3 \cdot 10^5 \text{ Па}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$. Сопротивление ткани желательно иметь порядка $\Delta p_t = 400 \text{ Па}$ (40 мм вод. ст.). При температуре $90 \text{ }^\circ\text{C}$ динамическая вязкость газа $\mu_r = 0,22 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (см. табл. П.1 приложения).

Решение. Подставляем все известные величины в формулу (2.21):

$$400 = \frac{817 \cdot 22 \cdot 10^{-6} \cdot 0,9(1-0,85)}{1,3^2 \cdot 10^{-12} \cdot 0,85^3} \times$$

$$\times \left[0,82 \cdot 10^{-6} (1,3 \cdot 10^{-6})^{0,25} \cdot 0,89^3 (1-0,85) \cdot (1,3 \cdot 10^5)^{2/3} + \frac{0,9 \cdot 14 \cdot 10^{-3}}{60 \cdot 5400} \cdot \Delta\tau_p \right]$$

Отсюда находим, что время $\Delta\tau_p$ должно быть равно $\sim 300 \text{ с}$.

2.3. Комбинированные фильтры

При проведении некоторых технологических процессов наряду с мелкодисперсными аэрозолями образуются вредные газовые выбросы. Например, электродуговая сварка, электрорезка и наплавка металлов сопровождаются выделением газов и сварочной пыли. Их основные источники - электроды, флюсы, наплавочные смеси. В табл. 2.3 приведен химический состав пыли, образующийся при сварке электродами.

Т а б л и ц а 2.3

Химический состав пыли, образующейся при электродуговой сварке

Марка электродов	MnO ₂	SiO ₂	Fe ₂ O ₃	CrO ₃	Ni	Ti
УОНИ-13/45	4,4	7,06	47,2	0,0013*	-	-
ОММ-5	5,5	4,58	35,8*	-	-	-
Аустенитные	3,4	-	43,2	3,4	2,0	,16*
ЦМ-7	8,6	4,2*	-	-	-	-
Меловые	-	0,33	9,30*	-	-	-

* Остальное количество выделений (до 100 % по массе) составляют оксиды азота, углерода и другие газы.

При расчете фильтров для очистки сварочных аэрозолей необходимо учитывать, что частицы оксидов в основном имеют размер $10^{-3} \dots 1 \text{ мкм}$. В ходе анализа дисперсного состава было выявлено, что сварочная пыль до 99 % состоит из частиц размером до 1 мкм. Около 1

% составляют частицы до 5 мкм, а частицы размером более чем 5 мкм – десятые доли процента.

Для очистки таких аэрозолей применяют комбинированные фильтры, состоящие из фильтроэлементов грубой и тонкой очисток при их последовательном соединении (рис. 2.4).

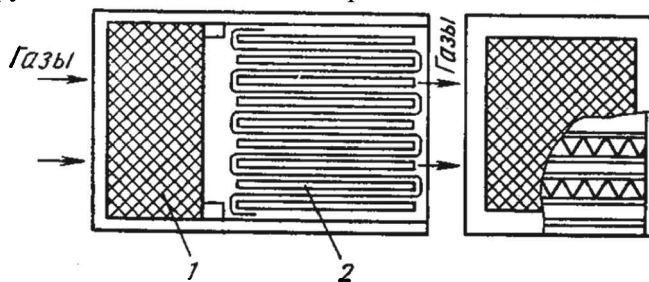


Рис. 2.4. Комбинированный фильтр:

1 — секция с набивным слоем из волокон; 2 — секция тонкой очистки

Улавливание частиц размером 1 мкм и более (грубая очистка) возможно фильтроэлементами из пористых металлов, а частицы размером менее чем 1 мкм эффективно задерживают волокнистыми фильтрующими материалами типа ФП (фильтры Петрянова). Однако фильтроматериалы типа ФП хорошо работают при концентрациях твердых частиц в аэрозоли не более 1 мг/м³.

В волокнистых фильтрах фильтрующий слой образован относительно равномерно распределенными тонкими волокнами фильтрующих материалов. Эти фильтры предназначены для улавливания частиц мелкодисперсной и особо мелкодисперсной пыли при ее концентрации в очищаемом воздухе (газе) в пределах 0,5...5 мг/м³.

Фильтры с материалом ФП часто используют для улавливания опасных (высокотоксичных, радиоактивных, бактериологически зараженных и др.) аэрозолей с последующим уничтожением или захоронением.

Удельная нагрузка $q_{уд}$ на фильтры подобного типа находится в пределах 0,01...0,1 м³/(м²с), сопротивление чистых фильтров - в пределах 200...300 Па, отработавших - 700...1500 Па. Фильтры предназначены для длительной работы (от нескольких месяцев до нескольких лет) при невысоком содержании дисперсной примеси (до 0,5 мг/м³) с последующей заменой, поскольку регенерация отработанных фильтров невозможна.

Для расчета фильтроэлементов в качестве исходных данных принимают:

- расход фильтруемого газа Q_f (в м³/ч) с учетом того, что от постоянных мест газопламенной обработки мелких деталей местными отсосами обычно отводится 1700...2500 м³/ч, а от постов кислородно-флюсовой резки и резки высокомарганцовистой стали на 1 мм толщины реза – 250...500 м³/ч газа;

- общую концентрацию пылевых примесей в фильтруемом газе C_n , мг/м³. Причем $C_n = C_1 + C_2$, где C_1 - концентрация примесей с размером частиц от 1 мкм и выше, C_2 - концентрация примесей с размером частиц меньше 1 мкм. После прохождения фильтра грубой очистки к фильтроэлементу тонкой очистки газ подходит с концентрацией пыли

$$C'_2 = C_2 + C'_1, \quad (2.22)$$

где C'_1 - доля пыли с размером частиц 1 мкм и более, проходящая через фильтр грубой очистки. Значение C'_1 определяют по формуле:

$$C'_1 = C_1(1 - \eta_1), \quad (2.23)$$

где η_1 - эффективность улавливания частиц фильтром грубой очистки.

В формуле (2.22) условно принято, что фильтр грубой очистки обладает пулевой эффективностью улавливания частиц размером менее 1 мкм.

После прохождения фильтроэлемента тонкой очистки в газе содержится пыль с концентрацией частиц C_3 . Для фильтроматериалов типа ФП величина отношения C_3 / C'_2 обычно составляет 0,0001...0,1 в зависимости от дисперсии твердой фазы аэрозоля и условий эксплуатации фильтра.

Расчет фильтра выполняют для определения:

- типа фильтроматериалов по заданной эффективности очистки и площади фильтрования, по величине расхода газа и допустимого начального перепада давления на фильтре;
- времени непрерывной работы до регенерации фильтра по величине конечного перепада давления на фильтре.

Определив указанные параметры, подбирают фильтр.

Фильтр грубой очистки. Фильтроэлементами такого фильтра могут служить пористые материалы из порошковой металлокерамики или сетчатые металлы. Принципиальная конструкция фильтра из пористой металлокерамики приведена на рис. 2.5.

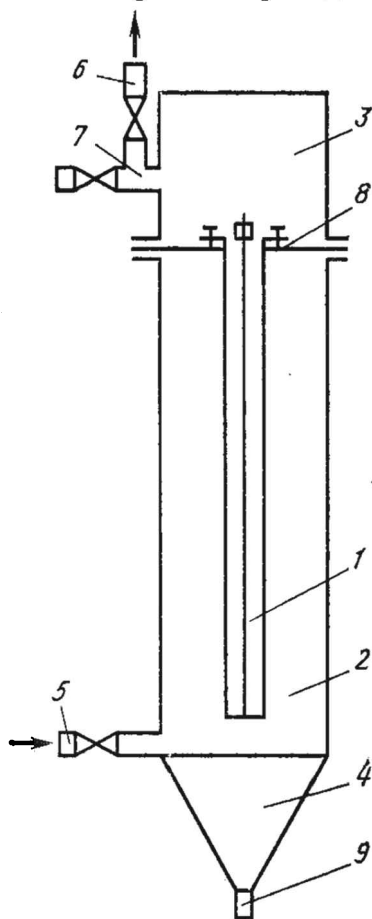


Рис. 2.5. Схема металлокерамического фильтра:

- 1 — штуцер входа; 2 — штуцер продувочного воздуха; 3 - штуцер выхода чистого газа;
4 — камера чистого газа; 5 — трубная решетка; 6 — фильтр; 7 — камера запыленного газа;
8 — бункер; 9 — выпуск пыли

Расчет фильтроэлемента грубой очистки из порошкового пористого металла проводят при следующих исходных данных: расход фильтруемого газа Q_r ($\text{м}^3/\text{ч}$) и его физические характеристики; концентрация пыли до фильтроэлемента C_n , $\text{мг}/\text{м}^3$; средний размер частиц d_m , мкм; тонкость очистки $d_{\text{т.о абс}}$, мкм; начальное гидравлическое сопротивление фильтроэле-

мента $\Delta p_{нач}$, Па; конечное допустимое гидравлическое сопротивление фильтра из условий работы общей пневмосистемы ($\Delta p_{коп}$)_{доп}, Па; время непрерывной работы фильтроэлемента τ_k ; плотность вещества высокодисперсных аэрозолей ρ_1 (г/см³) для сварочных аэрозолей $\rho_1 = 1 \dots 4$ г/см³.

Порядок расчета

1. По заданной тонкости очистки $d_{т.о абс}$ определяем максимальный размер пор фильтроэлемента по формуле $d_{п макс}/d_{т.о абс} = 3$.

2. Задавая значение пористости ε в пределах величины $\varepsilon = 0,3 \dots 0,5$ и вид пористого материала (например, бронза, сталь), определяем средний размер пор фильтроэлемента (мкм), по выражению

$$d_{п.ср} = d_{п.макс}/(0,8 \cdot \varepsilon^{-0,3}). \quad (2.24)$$

3. По соответствующим зависимостям табл. 2.4 для выбранного материала аэрозоля (например, Ст. 50X; форма частиц – лепестковая) определяют размер фракции порошка в пределах 1...1000 мкм по формуле

$$d_{о.ср} = d_{п.ср}/\varepsilon^2. \quad (2.25)$$

Т а б л и ц а 2.4

Расчетные зависимости для фильтров грубой очистки

Пористый металл	Форма частиц	Пористость, ε	Зависимость для определения среднего размера пор, мкм	Коэффициенты		Показатели степени m/n
				A	B	
Бронза	Сферы	0,25...0,42		5,56	152	0,9/1,72
Ст. 50X	Сферы	0,25...0,42	$d_{о.ср} = \frac{3\varepsilon}{31-\varepsilon} d_{п.ср}$	5,56	132	0,9/1,72
	80 % сферическая + 20 % несферическая	0,18...0,32	$d_{о.ср} = 1,9\varepsilon^{1,9} d_{п.ср}$	4,8	172	0,9/1,72
	Лепестковая	0,18...0,32	$d_{о.ср} = d_{п.ср}/\varepsilon^2$	1,42	500	0,9/1,72

4. Выбираем толщину фильтроматериала из условий прочности и технологичности в пределах $h = 0,25 \dots 2$ мм.

5. По заданному начальному перепаду давления на фильтроэлементе

$$\Delta p_{нач} = \zeta \frac{\rho_1 \cdot w_{п}^2 \cdot h}{2d_{п.ср}} \quad (2.26)$$

и критериальной зависимости

$$\zeta = \frac{B}{Re} (1 + A Re^m \varepsilon^n), \quad (2.27)$$

где

$$\text{Re} = \frac{w_{\text{п}} d_{\text{п.сп}} \rho_{\text{г}}}{\mu_{\text{г}}}, \quad (2.28)$$

определяем скорость движения газа в порах $w_{\text{п}}$, м/с.

В расчетах физические характеристики газа ($\rho_{\text{г}}$, $\mu_{\text{г}}$) берем при средних параметрах: давлении $p_{\text{сп}} = p_{\text{вх}} - \frac{\Delta p_{\text{нач}}}{2}$; температуре $t_{\text{сп}} = t_{\text{вх}}$, где $p_{\text{вх}}$, $t_{\text{вх}}$ – давление и температура газа перед фильтроэлементом.

Другие обозначения: Re – число Рейнольдса; C , A – коэффициенты; m , n – показатели степени. Их значения приведены в табл. 2.4.

Решая приведенное уравнение относительно $w_{\text{п}}$, получим уравнения типа

$$\alpha = A \varepsilon^n \left(d_{\text{п.сп}} \rho_{\text{г}} / \mu_{\text{г}} \right)^m; \quad (2.29)$$

$$\beta = \frac{2 \Delta p_{\text{нач}} d_{\text{п.сп}}^2}{h \mu_{\text{г}} B}. \quad (2.30)$$

Решение этих уравнений дает значение $w_{\text{п}}$.

6. Определяем площадь фильтроэлемента по формуле, м²:

$$S_{\text{ф}} = \frac{Q_{\text{г}}}{w_{\text{п}} \varepsilon} \quad (2.31)$$

7. Конечное сопротивление фильтроэлемента рассчитываем по формуле

$$\Delta p_{\text{кон}} = \Delta p_{\text{нач}} \left[(1 - \exp\{-A_1 B_1 h\}) \cdot \left(\frac{\exp\{A_1 q_1 \tau_{\text{к}}\} - 1}{A_1 B_1} \right) + h \right] / h, \quad (2.32)$$

где $B_1 = \varepsilon(1 - \varepsilon_{\text{ф}})/w_{\text{ф}}$; скорость газа перед фильтроэлементом (скорость фильтрации) $w_{\text{ф}} = w_{\text{п}} \varepsilon$; пористость осевшего в порах осадка $\varepsilon_{\text{ф}} = 0,5$; опытный коэффициент $A_1 = 5,25 \cdot 10^3 \text{ с}^{-1}$; объемное содержание твердых частиц $q_1 = C_1 / \rho_1$; $\tau_{\text{к}}$ – время работы фильтра, с.

При значении $\Delta p_{\text{кон}} > (\Delta p_{\text{нач}})_{\text{доп}}$ расчет необходимо повторить, задавая другие значения $\Delta p_{\text{нач}}$, h , ε , или, если отличие незначительно, можно уточнить время $\tau_{\text{к}}$. При $\Delta p_{\text{кон}} < (\Delta p_{\text{нач}})_{\text{доп}}$ также уточняют время $\tau_{\text{к}}$, приняв $\Delta p_{\text{кон}} = (\Delta p_{\text{нач}})_{\text{доп}}$.

8. Среднее за время работы фильтра объемное содержание твердых примесей в потоке газа за фильтром грубой очистки определяем по формуле

$$q'_{\text{сп}} = \ln \frac{\exp(A_1 C_1 \tau_{\text{к}}) - 1 + \exp \geq (A_1 B_1 h)}{\exp(A_1 B_1 h)} / (A_1 \tau_{\text{к}}). \quad (2.33)$$

9. Среднее массовое содержание твердых примесей, (г/см³) в потоке газа, прошедших фильтроэлемент без учета C_2 , составляет $C'_1 = q'_{\text{сп}} \rho_1$.

10. Эффективность грубой очистки равна

$$\eta_1 = \frac{q_1 - q'_{1,сп}}{q_1} = \frac{C_1 - C'_1}{C_1} \quad (2.34)$$

Фильтр тонкой очистки. В качестве фильтроматериала тонкой очистки рассмотрим материал ФПП-25-3,0. Исходные данные для расчета: расход фильтруемого газа Q_r , м³/ч; концентрация пыли, прошедшей фильтр грубой очистки, C'_1 , мг/м³; концентрация высокодисперсной пыли C_2 , мг/м³; допустимый коэффициент проскока по наиболее проникающим частицам $K_{доп}$.

Порядок расчета.

1. Определяем концентрацию частиц пыли перед фильтром тонкой очистки по формуле :

$$C'_2 = C_2 + C'_1, \quad (2.35)$$

при этом $C'_2 < 1$ мг/м³.

2. Задаем скорость фильтрации w_ϕ для фильтроэлемента тонкой очистки. Рекомендуемое значение скорости фильтрации составляет 1...5 см/с. В отдельных случаях допустимо увеличение скорости фильтрации до 10...20 см/с. При этом потери давления $\Delta p_{\phi 1}$ на фильтроэлементе из материала ФП можно рассчитывать по формуле :

$$\Delta p_{\phi 1} = w_\phi \Delta p_1, \quad (2.36)$$

где Δp_1 – потери давления на фильтроэлементе при скорости $w_\phi = 1$ см/с. Это значение указано на марке фильтрующего материала, например, фильтр Петрянова ФПП-25-3,0 из перхлорвиниловых волокон шириной 2,5 мкм и перепадом давления $\Delta p_1 \approx 30$ Па (3 мм вод. ст.).

По скорости w_ϕ и величине расхода газа Q_r находим площадь фильтрации фильтроэлемента по формуле :

$$S_\phi = Q_r / w_\phi. \quad (2.37)$$

В табл. П.7 приложения приведены основные характеристики некоторых фильтров тонкой очистки, вынускаемые в РФ.

3. По величине скорости фильтрации определяем размер наиболее проникающих через материал ФП частиц по графику (рис. 2.6).

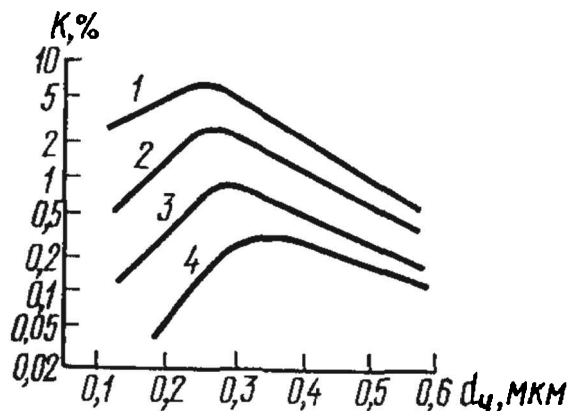


Рис. 2.6. Зависимость коэффициента проскока K от размеров частиц и скорости фильтрации w_ϕ , см/с:

1 – 0,94; 2 – 0,42; 3 – 0,21; 4 – 0,094

4. По размеру наиболее проникающих частиц и скорости фильтрации находим коэффициент проскока по кривым рис. 2.6. Совокупность кривых на рис. 2.6, а также формула (2.36) дают оптимальное соотношение между скоростью фильтрации, потерями давления и коэффициентом проскока, выраженного через коэффициент α_1 .

5. По найденному значению α_1 вычисляем коэффициент проскока по наиболее проникающим частицам, используя формулу :

$$K_1 = 10^{-\alpha_1 \Delta p_1} \quad (2.38)$$

для слоя фильтроматериала ФП при стандартном сопротивлении Δp_1 . При этом считают, что фильтроматериал электрически не заряжен.

6. Вычисляем величину стандартного сопротивления фильтроматериала при $w_\phi = 1$ см/с по допустимому коэффициенту проскока $K_{\text{доп}}$ по формуле :

$$(\Delta p_1)_0 = -\lg K_{\text{доп}}. \quad (2.39)$$

7. Отношение величины стандартного сопротивления $(\Delta p_1)_0$ к стандартному сопротивлению одного слоя ФП Δp_1 определяет число слоев фильтроматериала ФП по формуле :

$$z = (\Delta p_1)_0 / \Delta p_1. \quad (2.40)$$

Округляем значение z в большую сторону до целого числа z_0 .

8. Рассчитываем окончательное значение величины проскока с учетом округления числа слоев до целой величины по формуле :

$$K = 10^{-\alpha_1 (\Delta p_1)_{z_0}}, \quad (2.41)$$

где $(\Delta p_1)_{z_0} = \Delta p_1 z_0$ – стандартное сопротивление z_0 слоев ФП.

9. Рассчитываем срок службы фильтроматериала тонкой очистки τ_t . Для этого предварительно определяем массу осадка на фильтре в единицу времени по формуле :

$$\bar{G} = \frac{G}{S_\phi} C'_2 (1 - K), \quad (2.42)$$

исходя из условия полного осаждения частиц с размером, отличным от размера наиболее проникающих частиц. Тогда τ_t (ч) можно определить по отношению

$$\tau_t = \bar{G}_{\text{общ}} / \bar{G}, \quad (2.43)$$

где $\bar{G}_{\text{общ}}$ - удельная максимально допустимая масса осадка на ФП, $\bar{G}_{\text{общ}} = 500 \dots 100$ г/м².

10. Повышение перепада давления Δp_0 на фильтре при образовании осадка определяют из условия, что при $w_\phi = 1$ см/с за весь срок службы увеличение перепада давления не превышает 50...100 Па. При скорости фильтрации $w_\phi > 1$ см/с рост перепада давления можно определить по формуле

$$\Delta p_0 = w_\phi \Delta p_{01}, \quad (2.44)$$

полагая $\Delta p_{01} = 100$ Па при $w_\phi = 1$ см/с. Тогда общее сопротивление фильтра тонкой очистки Δp_τ с учетом образования осадка вычисляем по формуле :

$$\Delta p_\tau = \Delta p_\phi + \Delta p_0, \quad (2.45)$$

где потери давления в рассчитанном фильтре тонкой очистки с числом слоев фильтроматериала z_0 при скорости фильтрации w_ϕ , $\Delta p_\phi = \Delta p_1 z_0 w_\phi$.

11. Расчетную эффективность тонкой очистки можно определить по формуле :

$$\eta_2 = 1 - K \quad (2.46)$$

и сравнить с эффективностью очистки вентиляционных выбросов для материала ФП при скорости фильтрации $w_\phi = 4,2$ см/с (табл. 2.5).

Т а б л и ц а 2.5

Эффективность очистки вентиляционных выбросов для фильтрующего материала ФП

Назначение фильтра	Рекомендуемая марка материала	Эффективность очистки по размеру частиц 0,2...0,4 мкм, не менее
Очистка нетоксичных вентиляционных выбросов	ФПП-70-02	0,9
	ФПП-70-05	0,99
	ФПП-15-1,5	0,99...0,999
Очистка вентиляционных выбросов, содержащих токсичные аэрозоли	ФПП-15-3	0,999...0,9999
	ФПП-25-3	
	ФПА-15-4	

Суммарные потери давления в фильтре грубой и тонкой очистки вычисляют по формуле

$$\Delta p = \Delta p_{гр} + \Delta p_\tau, \quad (2.47)$$

где $\Delta p_{гр}$ и Δp_τ - соответственно потери давления в фильтре грубой и тонкой очистки, Па.

Общую эффективность очистки газа от примесей определяют по формуле :

$$\eta = \frac{C_n - C'_2 K}{C_n}. \quad (2.48)$$

Пример 2.9. Рассчитать фильтр для очистки вентиляционных выбросов, отводимых от постоянных постов газопламенной обработки мелких деталей местными отсосами с расходом газа $Q_r = 2000$ м³/ч. Общая концентрация пылевых примесей в газе $C_n = 5$ мг/м³, причем частиц со средним размером больше 3 мкм - $C_1 = 4,5$ мг/м³, а высокодисперсных частиц менее 1 мкм - $C_2 = 0,5$ мг/м³. Допустимые суммарные потери давления на фильтре грубой и тонкой очистки в конце цикла работы $\tau = 100$ ч не более $(\Delta p_{кон})_{доп} = 0,8 \cdot 10^5$ Па. Допустимый коэффициент проскока по наиболее проникающим частицам для фильтра тонкой очистки $K_{доп} = 0,001$. Температура газа $T = 290$ К, давление на входе в фильтр $p_{вх} = 10^5$ Па, начальный перепад давления на фильтре грубой очистки $\Delta p_{нач} = 0,15 \cdot 10^5$ Па.

Порядок расчета фильтра грубой очистки.

1. Учтывая величину средних размеров частиц загрязнителя, назначаем абсолютную тонкость очистки фильтром $d_{т.о. (абс)} = 3$ мкм, тогда максимальный размер пор равен $d_{п.макс} = 3 \cdot 3 = 9$ мкм.

2. Задавая пористость $\varepsilon = 0,45$, по формуле (2.24) находим средний размер пор

$$d_{п.ср} = d_{п.макс} / (0,8 \cdot \varepsilon^{-0,3}) = \frac{9}{0,8 \cdot (0,45)^{-0,3}} = 8,85 \text{ мкм.}$$

3. Выбираем материал аэрозоля: Ст. 50X (форма частиц лепестковая) по табл. 2.4. Тогда средний размер частиц порошка равен

$$d_{о.ср} = 8,85 / (0,45)^2 = 43,7 \text{ мкм.}$$

4. Назначаем толщину материала фильтроэлемента $h = 1$ мм.

5. Решив совместно три уравнения (2.26), (2.27), (2.28) с учетом данных табл. 2.4 для материала аэрозоля Ст. 50X, получим уравнение $\alpha = w_{п}^{1,9} + w_{п} - \beta = 0$, где

$$\alpha = A \varepsilon^n (d_{п.ср} \rho_r / \mu_r)^m = 0,142 \cdot 0,45^{-1,9} \left(\frac{8,85 \cdot 10^{-6} \cdot 1,2}{18 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,9} = 4,03 \cdot 10^{-2};$$

$$\beta = \frac{2 \Delta p_{нач} d_{п.ср}^2}{h \mu_r B} = \frac{2 \cdot 0,15 \cdot 10^5 (8,85 \cdot 10^{-6})^2}{1 \cdot 10^{-3} \cdot 180 \cdot 10^{-7} \cdot 500} = 0,261.$$

Решая уравнение, получим $w_{п} = 0,257$ м/с.

6. Площадь фильтрации по формуле (2.31) равна

$$S_{\phi} = \frac{Q_r}{w_{п} \varepsilon} = \frac{2000}{3600 \cdot 0,257 \cdot 0,45} = 4,804 \text{ м}^2.$$

7. Перепад давления на фильтре в конце расчетного времени ($\tau = 100$ ч) по формуле (2.32) составляет

$$\Delta p_{кон} = \Delta p_{нач} \left[(1 - \exp\{-A_1 B_1 h\}) \cdot \left(\frac{\exp\{A_1 q_1 \tau_k\} - 1}{A_1 B_1} \right) + h \right] / h =$$

$$= \frac{0,15 \cdot 10^5}{1 \cdot 10^{-3}} \left[\left(1 - \exp\{5,25 \cdot 10^3 \cdot 1,946 \cdot 10^{-3}\} \right) \times \right. \\ \left. \times \left(\frac{\exp\{5,25 \cdot 10^3 \cdot 1,8 \cdot 10^{-2} \cdot 3,6 \cdot 10^5\} - 1}{5,25 \cdot 10^3 \cdot 1,946} \right) + 1 \cdot 10^{-3} \right] = 0,576 \cdot 10^5 \text{ Па.}$$

Введем значения параметров, использованных в расчете по формуле (2.32):

$$B_1 = \varepsilon(1 - \varepsilon_{\phi}) / (\varepsilon w_{п}) = \frac{0,45(1 - 0,5)}{0,45 \cdot 0,257} = 1,946; \rho_1 = 2,5 \text{ г/см}^3;$$

$$q_1 = C_1 / \rho_1 = \frac{4,5 \cdot 10^{-6}}{2,5 \cdot 10^3} = 1,8 \cdot 10^{-9}.$$

Получим, что $\Delta p_{\text{кон}} < (\Delta p_{\text{кон}})_{\text{доп}}$ (часть перепада давления от $(\Delta p_{\text{кон}})_{\text{доп}}$ должна быть распределена еще и на фильтр тонкой очистки).

8. За время работы фильтра среднее объемное содержание твердых примесей в потоке за фильтром равно $q'_{1\text{cp}} = 5,604 \cdot 10^{-13}$ (без учета мелкодисперсной фракции с концентрацией C_2).

9. Среднее массовое содержание твердых частиц за фильтром грубой очистки без учета частиц менее 1 мкм

$$C'_1 = q'_{1\text{cp}} \rho_1 = 5,604 \cdot 10^{-13} \cdot 2,5 \cdot 10^3 = 1,4 \cdot 10^{-9} \text{ кг/м}^3 = 1,4 \text{ мг/м}^3.$$

10. Эффективность очистки фильтром грубой очистки по формуле (2.34) равна

$$\eta_1 = \frac{q_1 - q'_{1\text{cp}}}{q_1} = \frac{1,8 \cdot 10^{-9} - 5,604 \cdot 10^{-13}}{1,8 \cdot 10^{-9}} = 0,99969.$$

Порядок расчета фильтра тонкой очистки

Учитывая допущение, что фильтр грубой очистки полностью пропускает частицы менее, чем 1 мкм, а также частицы большего размера, прошедшие через фильтр, проведем расчеты по следующим параметрам:

1. Концентрация частиц пыли перед фильтром тонкой очистки по формуле (2.22) равна

$$C'_2 = C_2 + C'_1 = 0,5 + 0,0014 = 0,5014 \text{ мг/м}^3.$$

2. Из расчета фильтра грубой очистки скорость фильтрации равна

$$w_{\phi} = w_{\text{п}} \varepsilon = 0,257 \cdot 0,45 = 0,1157 \text{ м/с}.$$

Учитывая рекомендуемые скорости для фильтров тонкой очистки, можно в расчетах далее ориентироваться на эту скорость. Примем $w_{\phi} = 10$ см/с. Выберем фильтроматериал для фильтра тонкой очистки ФПП-25-3,0. Площадь фильтрации по формуле (2.31) равна

$$S_{\phi} = \frac{Q_{\text{г}}}{w_{\phi}} = \frac{2000}{3600 \cdot 0,1} = 5,556 \text{ м}^2.$$

3. По графику рис. 2.6 находим, что наиболее проникающий размер частиц при $w_{\phi} = 10$ см/с равен $d_{\text{ч}} = 0,24$ мкм).

4. По графику рис.2.6 определяем коэффициент фильтрующего действия $\alpha_1 = 3,5 \cdot 10^{-2} \text{ Па}^{-1}$.

5. Величина стандартного сопротивления, обеспечивающего для ФПП-25-3,0 при $\alpha_1 = 3,5 \cdot 10^{-2} \text{ Па}^{-1}$ допустимую величину проскока $K_{\text{доп}} = 0,001$, равна

$$(\Delta p_1)_0 = \frac{-\lg 0,001}{3,5 \cdot 10^{-2}} = 84 \text{ Па}.$$

7. Число слоев ФПП-25-3,0, обеспечивающее данное значение $((\Delta p_1)_0)$, по формуле (2.40) равно

$$z = \frac{(\Delta p_1)_0}{\Delta p_1} = \frac{84}{30} = 2,8.$$

Округляя, получим $z_0 = 3$.

8. Значение величины проскока для трех слоев ФПП-25-0,3 по формуле (2.41) равно

$$K = 10^{-\alpha_1(\Delta p_1)z_0} = 10^{-0,035 \cdot 3 \cdot 30} = 7,1 \cdot 10^{-4}.$$

9. Для расчета срока службы ФПП-25-0,3 определим массу осадка на фильтре в единицу времени $\bar{G} = 5,01 \cdot 10^{-8}$ кг/см² и зададим $\bar{G}_{\text{общ}} = 75$ г/м². Тогда срок службы фильтроматериала тонкой очистки по формуле (2.43) равен

$$\tau_T = \bar{G}_{\text{общ}} / \bar{G} = \frac{75 \cdot 10^{-3}}{5,01 \cdot 10^{-8} \cdot 3600} = 415,8 \text{ ч.}$$

10. Рост перепада давления на фильтре тонкой очистки от выпавшего осадка при $w_\phi = 10$ см/с по формуле (2.44) составит

$$\Delta p_0 = w_\phi \cdot \Delta p_{01} = 10 \cdot 100 = 10^3 \text{ Па.}$$

Повышение давления на трех слоях собственно ФПП-25-3,0 в формуле (2.45) будет равно

$$\Delta p_\phi = \Delta p_1 z_0 w_\phi = 30 \cdot 3 \cdot 10 = 0,9 \cdot 10^3 \text{ Па.}$$

Общее повышение давления на фильтре тонкой очистки по формуле (2.45) достигает величины

$$\Delta p_T = \Delta p_\phi + \Delta p_0 = 10^3 + 0,9 \cdot 10^3 = 1,9 \cdot 10^3 \text{ Па.}$$

11. Эффективность очистки фильтром ФПП-25-3,0 по формуле (2.46) составит

$$\eta_2 = 1 - K = 1 - 0,00071 \approx 0,9993.$$

Суммарные показатели очистки фильтрами грубой и тонкой очистки:
- суммарные потери давления по формуле (2.47):

$$\Delta p = \Delta p_{\text{гр}} + \Delta p_T = 57,6 \cdot 10^3 + 1,9 \cdot 10^3 = 59,5 \cdot 10^3 \text{ Па.}$$

- общая эффективность очистки по формуле (2.48) составит

$$\eta = \frac{C_H - C_2' K}{C_H} = \frac{5 - 0,5014 \cdot 7,1 \cdot 10^{-4}}{5} = 0,99993$$

2.4. Фильтры-туманоуловители

Работа фильтров-туманоуловителей основана на принципе захвата волокнами жидких частиц при прохождении тумана через волокнистый слой и непрерывный отвод уловленной жидкости из него.

Для улавливания туманов масел, кислот и других жидкостей применяют сеточные брызгоуловители, если диаметр капель равен 5 мкм и более, и волокнистые туманоуловители при диаметре капель менее 5 мкм. Последние классифицируются на низкоскоростные (скорость фильтрации $w_\phi = 0,05 \dots 0,2$ м/с и высокоскоростные $w_\phi \geq 2 \dots 2,5$ м/с). При небольших концентрациях жидкой дисперсной фазы $C_{ж} < 0,5 \dots 1$ мг/м³ можно применять фильтроматериалы ФП. Допустимое предельное количество жидкости на квадратный метр поверхности фильтроэлемента для удовлетворительной работы у таких туманоуловителей не более чем 20...50 г.

Характеристики низкоскоростных волокнистых туманоуловителей, применяемых в РФ:

- фильтрующий слой набивной: стекловолокно с $d_b = 7 \dots 30$ мкм; полимерные волокна (лавсан, ПВХ, полипропилен) с $d_b = 12 \dots 40$ мкм;

- толщина слоя $H = 5 \dots 15$ см;

- скорость газа $w_\phi = 5 \dots 20$ см/с;

- перепад сухих волокон $\Delta p_c = 200 \dots 1000$ Па;

- перепад в режиме самоочистки $\Delta p_{c.o} = 1200 \dots 2500$ Па;

- плотность набивки 60...150 кг/м³, для синтетических волокон меньше в соответствии с плотностью полимера.

На рис. 2.7 приведена конструкция низкоскоростного самоочищающегося туманоуловителя для улавливания туманов и растворимых солевых аэрозолей.

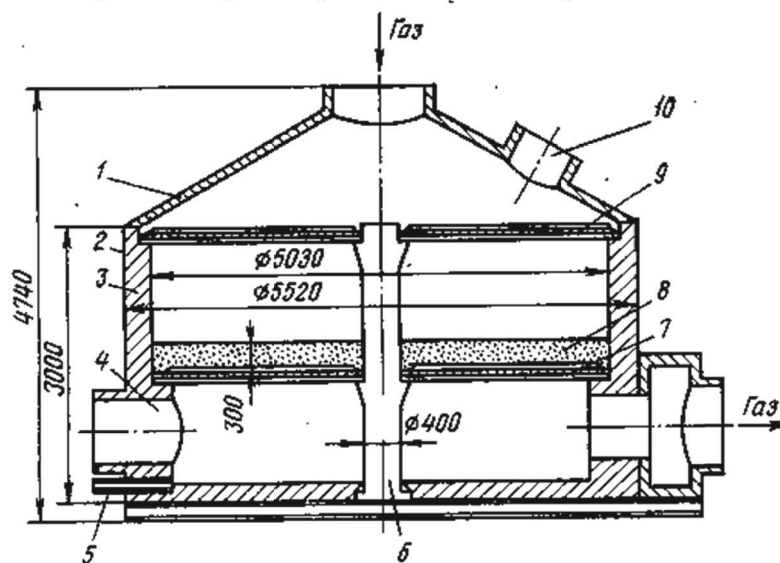


Рис. 2.7. Низкоскоростной самоочищающийся фильтр-туманоуловитель с горизонтальным слоем:

- 1 — патрубок для оттока жидкости; 2 — лаз; 3 — футеровка; 4 — его стенка; 5 — крышка аппарата; 6 — смотровой люк; 7 — решетка для распределения газа; 8 — слой стеклянных волокон (ваты); 9 — решетка; 10 — колонка для крепления решеток

Для предотвращения солевых отложений в фильтр с газом вводится пар, обеспечивающий насыщение газов влагой и конденсацию влаги в слое.

Скорость прохождения газа через этот фильтр-туманоуловитель составляет около 0,3 м/с, толщина фильтрующего слоя 300 мм, содержание тумана серной кислоты после фильтра около 100 мг/м³ при начальном содержании в несколько десятков грамм в 1 м³, гидравлическое сопротивление при указанных условиях составляет 4000 Па.

На рис. 2.8 приведена схема высокоскоростного фильтра-туманоуловителя для улавливания тумана в производстве контактной серной кислоты.

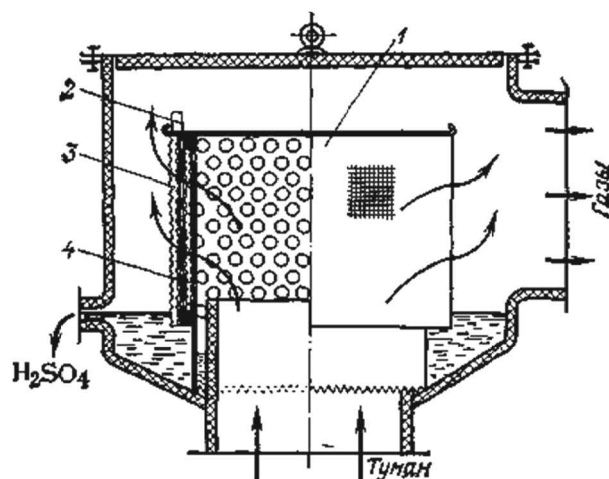


Рис. 2.8. Высокоскоростной сернокислотный фильтр-туманоуловитель:
 1 — предварительный каплеуловитель; 2 — брызгоуловитель; 3 — фильтрующий материал;
 4 — фильтрующий элемент

Туманоуловитель устанавливают за башней-конденсатором (4 слоя стекловолокна ВВ-К или 9 слоев ВВ-К), диаметр волокон 15...18 мкм. В табл. 2.6 приведены технические данные таких фильтров.

Т а б л и ц а 2.6

Техническая характеристика высокоскоростного фильтра-туманоуловителя

Параметры фильтра	Фильтрующий материал СВЗ-П
Площадь фильтрации, м ²	4,0
Скорость фильтрации, м/с	3,5
Эффективность очистки	0,986
Гидравлическое сопротивление, Па	3800

Вторичный аэрозоль образуется при превышении некоторой величины скорости фильтрации газа, соответствующей перепаду давления на волокнистом фильтре, определяемому по формуле:

$$\Delta p_r = \frac{4\sigma \cos \theta}{d_b \sqrt{\frac{\pi}{2\beta} - 1}}, \quad (2.49)$$

где σ — коэффициент поверхностного натяжения жидкости, Н/м; θ — краевой угол смачивания; d_b — средний гидродинамический диаметр волокон, м; β — доля объема слоя волокнистого фильтра, занятого волокнами, $\beta = 1 - \varepsilon$, где ε — пористость слоя.

В этом режиме туманоуловитель работает как укрупнитель частиц вследствие их коагуляции. Этот эффект используют при создании двухступенчатых фильтров: на первой ступени стоит волокнистый фильтр для улавливания мелкодисперсных жидких частиц с высокой скоростью фильтрации, на второй — фильтроэлемент для улавливания укрупненных жидких частиц в простых сеточных брызгоуловителях.

Сеточные брызгоуловители обычно используют при концентрации $C_{ж}$ жидкой фазы в тумане не выше 100...120 г/м³. Оптимальную скорость фильтрации туманов определяют по формуле:

$$w_{\phi} = 0,107 \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_r}{\rho_r}}, \quad (2.50)$$

где $\rho_{ж}$ и $\rho_{г}$ – плотность жидкости и газа соответственно.

Оптимальное значение скорости находится в пределах 0,9...6 м/с. Допускается отклонение скорости фильтрации от расчетного до 100 %.

Эффективность улавливания капель определяют по формуле:

$$\eta = 1 - \left(1 - 0,2 \frac{H s}{n} \eta_{\phi} \right)^n, \quad (2.51)$$

где H – толщина фильтрующего пакета, м; s – удельная площадь поверхности проволоки в фильтроэлементе, $\text{м}^2/\text{м}^3$; n – число сеток в пакете; η_{ϕ} – эффективность инерционного захвата капель определенного размера одной сеткой.

Значение η_{ϕ} определяют по зависимости (рис. 1.17), где параметр φ рассчитывают по формуле

$$\varphi = \frac{\text{Re}_{\text{ч}}^2}{\text{Stk}} = \frac{18 w_{\phi} d_{\text{пр}} \rho_{г}^2}{\mu_{г} \rho_{ж}}, \quad (2.52)$$

а критерий Стокса - по формуле:

$$\text{Stk} = \frac{d_{\text{ч}}^2 \rho_{ж} w_{\phi} C_K}{18 \mu_{г} d_{\text{пр}}}. \quad (2.53)$$

Здесь критерий Рейнольдса частицы (капли) $\text{Re}_{\text{ч}} = \frac{w_{\phi} d_{\text{ч}} \rho_{г}}{\mu_{г}}$; $d_{\text{ч}}$ – диаметр частиц жидкости, м; $\mu_{г}$ – динамическая вязкость газа, Па·с; $d_{\text{пр}}$ – диаметр проволоки фильтроэлемента, м; C_K – поправка Кеннингема-Милликена.

В расчетах принимают диаметр капель жидкости $d_{\text{ч}} = 6...8$ мкм, при этом считают, что извлечение из газа капель этого размера на сеточном брызгоуловителе происходит полностью, а общая эффективность очистки составляет не менее 0,80...0,90.

Порядок расчета сеточного брызгоуловителя

1. По заданным плотностям жидкости и газа, образующих туман, рассчитываем скорость фильтрации w_{ϕ} по формуле (2.50).

2. По заданному расходу тумана (газа) $Q_{г}$ и скорости фильтрации w_{ϕ} определяем площадь сеточного брызгоуловителя:

$$S = Q_{г} / w_{\phi}.$$

3. Задаем диаметр проволоки $d_{\text{пр}}$ (обычно $d_{\text{пр}} = 100...250$ мкм), тип сетки (например, по ГОСТ 6613-73), пористость ε пакета сеток (в пределах 0,85...0,99). Рассчитываем удельную площадь, $\text{м}^2/\text{м}^3$, проволок в пакете по формуле:

$$s = \frac{4}{d_{\text{пр}}} (1 - \varepsilon). \quad (2.54)$$

4. Задаем толщину пакета H (в пределах 100...200 мм) и число слоев сетки n .

5. По формулам (2.52) и (2.53) рассчитываем значения параметра φ и критерия Стокса Stk ; определяем по рис. 1.17 параметр η_{ϕ} .

6. Рассчитываем эффективность улавливания капель η по формуле (2.51).

ГЛАВА 2. Газовоздушные фильтры

7. Задавая геометрические размеры (S_1 – площадь одного пакета сеток), определяем количество таких пакетов

$$N = S_{\phi} / S_1.$$

Материалом проволоки могут служить коррозионностойкие и мягкие стали, монель-металл, сплавы на основе титана и др. Сетки гофрируют и укладывают в плоские пакеты толщиной 100...200 мм или свертывают в цилиндрические элементы. Габариты пакетов определяют из условий технологии их изготовления и монтажа.

Пример 2.10. Рассчитать сеточный брызгоуловитель для улавливания жидких частиц с концентрацией $C_n = 60$ г/м³. Производительность по газу $Q_r = 5000$ м³/ч, температура тумана $T = 340$ К. В расчетах принять плотность газа $\rho_r = 1,0$ кг/м³, жидкости $\rho_{ж} = 1100$ кг/м³, динамическая вязкость газа $\mu_r = 2,5 \cdot 10^{-5}$ Па·с, диаметр частиц тумана $d_{\text{ч}} = 6$ мкм.

1. Оптимальную скорость фильтрации газа через пакет сеток считаем по формуле (2.50):

$$w_{\phi} = 0,107 \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_r}{\rho_r}} = 0,107 \cdot \sqrt{\frac{1100 - 1}{1}} = 3,54 \text{ м/с}.$$

2. Площадь фильтрации равна

$$S = \frac{Q_r}{w_{\phi}} = \frac{5000}{3600 \cdot 3,54} = 0,392 \text{ м}^2.$$

3. Задаем диаметр проволоки $d_{\text{пр}} = 150$ мкм, пористость пакета сеток $\varepsilon = 0,9$. Тогда удельная площадь проволоки в пакете сеток по формуле (2.54) равна

$$s = \frac{4}{d_{\text{пр}}} (1 - \varepsilon) = \frac{4}{150 \cdot 10^{-6}} (1 - 0,9) = 2,667 \cdot 10^3 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

4. Задаем толщину пакета $H = 0,1$ м и число слоев сетки $n = 70$.

5. Для расчета η_{ϕ} определяем сначала параметр φ по формуле (2.52):

$$\varphi = \frac{18 w_{\phi} d_{\text{пр}} \rho_r^2}{\mu_r \rho_{ж}} = \frac{18 \cdot 3,54 \cdot 150 \cdot 10^{-6} \cdot 1,0^2}{2,5 \cdot 10^{-5} \cdot 1100} = 0,348$$

и критерий Стокса по формуле (2.53), полагая, что поправка $C_K = 1$,

$$\text{Stk} = \frac{d_{\text{ч}}^2 \rho_{ж} w_{\phi} C_K}{18 \mu_r d_{\text{пр}}} = \frac{(6 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 1100 \cdot 3,54 \cdot 1,0}{18 \cdot 2,5 \cdot 10^{-6} \cdot 150 \cdot 10^{-6}} = 2,077.$$

По графику рис. 1.17 определяем эффективность инерционного захвата $\eta_{\phi} = 0,6$.

6. Рассчитываем по формуле (2.51) эффективность улавливания капель размером $d_{\text{ч}} = 6$ мкм

$$\eta = 1 - \left(1 - 0,2 \frac{H s}{n} \eta_{\phi} \right)^n = 1 - \left(1 - 0,2 \cdot \frac{0,1 \cdot 2,667 \cdot 10^3}{70} \cdot 0,6 \right)^{70} = 1.$$

7. Задаем ширину и длину пакета сеток по 200 мм и определяем площадь одного пакета фильтра

$$S_1 = 200 \cdot 200 = 4 \cdot 10^4 \text{ мм}^2 = 4 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2.$$

Число пакетов для заполнения площади S_1 равно:

$$N = S / S_1 = 0,392 / 0,04 \approx 10.$$

Контрольные задачи

Задача 2.1. Пылеемкость фильтрующих тканей и нетканых материалов из войлока m рукавных фильтров составляет 1200...1300 г/м². Входная концентрация пыли $C_n = 50$ г/м³, удельная газовая нагрузка равна $q = 1$ м³/(м²·мин). Эффективность фильтрации $\eta = 0,97$. Определите продолжительность цикла фильтрации τ_ϕ (от начала фильтрации до момента, когда фильтр нужно переключать на регенерацию). По какому контролируемому параметру фильтрации узнают о том, что фильтр пора регенерировать? Как регенерируют рукавные фильтры?

Задача 2.2. Рассчитать очистку воздуха от цементной пыли в рукавных фильтрах, если объем воздуха составляет $Q_r = 35000$ м³/ч, расход воздуха на обратную продувку $Q_p = 0,1Q_r$, температура воздуха $t = 50$ °С. Подобрать марку рукавного фильтра, определить необходимое число фильтров и их воздушную нагрузку.

Задача 2.3. Рассчитать и подобрать рукавный фильтр для очистки газа от пыли по следующим исходным данным: расход газа при нормальных условиях $Q_r = 10$ м³/с, расход воздуха на продувку (регенерацию) ткани $Q_p = 0,2Q_r$, температура газа $t = 120$ °С, концентрация твердой фазы в газе $C_n = 4,8$ г/м³, разрежение в системе $p_p = 500$ Па, газ сухой и неагрессивный, степень пылеочистки не ниже 99 %.

Задача 2.4. Подобрать и рассчитать рукавный фильтр для улавливания сажи из сажегазовой смеси по следующим исходным данным: объемный расход поступающего газа $Q_r = 16,7$ м³/с, температура поступающего газа $t = 220$ °С, концентрация сажи в газе $C_n = 6,7$ г/м³, скорость фильтрации $w_\phi = 0,35$ м³/(м²·мин), расход продувочного газа $Q_p = 0,15 \cdot Q_r$, степень очистки газа $\eta = 99,5$ %.

Задача 2.5. Подобрать и рассчитать рукавный фильтр для очистки отходящих низкоагрессивных газов из сушилки от минеральной пыли по следующим исходным данным: объемный расход газов при нормальных условиях $Q_r = 20,45$ м³/с, температура газов $t = 110$ °С, давление газов (разрежение) $p_r = 294$ Па, барометрическое давление $P = 9,7 \cdot 10^4$ Па, плотность газов при нормальных условиях $\rho_r = 1,32$ кг/м³, концентрация пыли в газах $C_n = 7,5$ г/м³, дисперсность частиц пыли $d_m = 15$ мкм, скорость фильтрации $w_\phi = 0,8$ м³/(м²·мин), требуемая степень очистки газов $\eta = 99$ %, гидравлическое сопротивление фильтра $\Delta p_\phi = 1150$ Па.

Глава 3. Мокрые пылеуловители

Процесс мокрого пылеулавливания основан на контакте запыленного газового потока с жидкостью, которая захватывает взвешенные частицы и уносит их из аппарата в виде шлама. Метод мокрой очистки газов от пыли считается достаточно простым и в то же время весьма эффективным способом обеспыливания.

В мокрых скрубберах, предназначенных для пыле-золоулавливания, в качестве орошающей жидкости чаще всего применяют воду. Ее расход для разных типов аппаратов может изменяться от 0,1 до 10 м³ на 1000 м³ обрабатываемых газов.

Мокрые пылеуловители по эффективности и другим показателям не уступают рукавным фильтрам и электрофильтрам, а по ряду показателей их превосходят (возможность очистки газов с высокой температурой и повышенной влажностью, безопасность при улавливании пожаро- и взрывоопасных пылей).

В зависимости от способа организации поверхности контакта фаз и принципа действия мокрые пылеуловители можно подразделить на следующие группы:

- полые газопромыватели (полые скрубберы и др.);
- насадочные скрубберы;
- барботажные и пенные аппараты;
- аппараты ударно-инерционного действия (ротоклоны);
- аппараты центробежного действия;
- скоростные аппараты (СПУ Вентури).

Методы расчетов, нашедшие применение в практике проектирования, основаны на допущении о возможности линейной аппроксимации зависимости степени очистки от диаметра частиц в вероятностно-логарифмической системе координат. Расчеты по вероятностному методу выполняются по той же схеме, что и для аппаратов сухой очистки газов, но имеют еще меньшую сходимость.

Иногда расчеты выполняют по так называемому «энергетическому» методу, исходящему из предположения, что количество энергии, необходимое для улавливания частиц загрязнителя, пропорционально степени очистки выбросов независимо от типа очистного устройства.

В энергетических методах расчета предполагается, что зависимость фракционных коэффициентов захвата от энергозатрат A можно выразить логарифмически нормальным законом и аппроксимировать график зависимости $\eta = f(A)$ в вероятностно логарифмической системе координат прямой (или близкой к прямой) линией.

Полному коэффициенту осаждения частиц в аппаратах придается вид экспоненциальной функции энергозатрат:

$$\eta_{\text{общ}} = 1 - \exp(-B A^k), \quad (3.1)$$

где A - удельные энергозатраты на осаждение частиц загрязнителя, Дж/м³; B и k - эмпирические величины.

Степень очистки связывают с числом единиц переноса (параметром, характеризующим процессы в массообменных аппаратах) следующим соотношением:

$$N = \ln(1 - \eta_{\text{общ}})^{-1}. \quad (3.2)$$

В табл. 3.1 приведены числа единиц переноса для некоторых значений коэффициентов очистки, вычисленные по соотношению (3.2).

Т а б л и ц а 3.1

Зависимость числа единиц переноса от требуемой степени очистки газов

$\eta, \%$	N	$\eta, \%$	N	$\eta, \%$	N	$\eta, \%$	N
90	2,303	99,0	4,605	99,90	6,908	99,990	9,210
95	2,996	99,1	4,710	99,91	7,013	99,991	9,316
95,5	3,101	99,2	4,828	99,92	7,131	99,992	9,433
96	3,219	99,3	4,962	99,93	7,264	99,993	9,567
96,5	3,352	99,4	5,116	99,94	7,419	99,994	9,721
97	3,507	99,5	5,298	99,95	7,601	99,995	9,903
97,5	3,689	99,6	5,521	99,96	7,824	99,996	10,127
98	3,912	99,7	5,809	99,97	8,112	99,997	10,414
98,5	4,00	99,8	6,215	99,98	8,517	99,999	11,513

С учетом соотношения (3.2) зависимость (3.1) в расчетах обычно используют в виде

$$N = B A^k. \quad (3.3)$$

Значения B и k приведены в таблице 3.2.

Т а б л и ц а 3.2

Значения B и k для некоторых видов дисперсных загрязнителей

Вид пыли или тумана	B	k
Конвертерная пыль (при продувке кислородом сверху)	$9,88 \cdot 10^{-2}$	0,4663
Тальк	0,206	0,3506
Туман фосфорной кислоты	$1,34 \cdot 10^{-2}$	0,6312
Ваграночная пыль	$1,355 \cdot 10^{-2}$	0,6210
Колошниковая (доменная) пыль	$6,61 \cdot 10^{-3}$	0,891
Пыль известковых печей	$6,5 \cdot 10^{-4}$	1,0529
Пыль, содержащая оксиды цинка, из печей, выплавляющих латунь	$2,34 \cdot 10^{-2}$	0,5317
Щелочной аэрозоль из известковых печей	$5,53 \cdot 10^{-5}$	1,2295
Аэрозоль сульфата меди	$2,14 \cdot 10^{-4}$	1,0679
Дурнопахнущие вещества мыльных фабрик	$1,09 \cdot 10^{-5}$	1,4146
Пыль мартеновских печей, работающих на дутье, обогащенном кислородом	$1,565 \cdot 10^{-6}$	1,619
Пыль мартеновских печей, работающих на воздушном дутье	$1,74 \cdot 10^{-6}$	1,594
Пыль из томасовского конвертера	0,268	0,2589
Пыль, образующаяся при выплавке 45 % ферросилиция в закрытых электропечах	$2,42 \cdot 10^{-5}$	1,26
Пыль, образующаяся в печах производства целлюлозы	$4 \cdot 10^{-4}$	1,05
Производство черного шелока:		
обработка предварительно увлажненных газов	$1,32 \cdot 10^{-3}$	0,861
обработка сухих газов	$9,3 \cdot 10^{-4}$	0,861
Пыль закрытой печи, выплавляющей углеродистый феррохром	$6,49 \cdot 10^{-5}$	1,1
Зола дымовых газов ТЭЦ (пылевидное сжигание многозольных углей)	$4,34 \cdot 10^{-3}$	0,3
Соли натрия из газов, образующихся при сжигании сточных вод	$0,21 \cdot 10^{-5}$	1,515
Пыль печи КС в производстве калийных удобрений	$90,5 \cdot 10^{-11}$	2,92
Пыль, выносимая из циклонов, в производстве фосфорных удобрений	0,12	0,454
Частицы поташа из МГД-установок открытого цикла	0,016	0,554
Пыль, образующаяся при выплавке силикомарганца в закрытых электроферросплавных печах	$6,9 \cdot 10^{-3}$	0,67
Пыль каолинового производства	$2,34 \cdot 10^{-4}$	1,115
Улавливание сажи, образующейся при электрокрекинге метана	10^{-5}	1,36
Возгоны свинца и цинка из шахтных печей	$6,74 \cdot 10^{-3}$	0,4775
Пыль дымовых газов карбидной печи	$0,823 \cdot 10^{-3}$	0,914

Порядок расчета мокрых скрубберов по энергетическому методу.

1. По расходу, составу и свойствам выбросов, требуемой степени их очистки η выбирают подходящий тип аппарата.

2. Из уравнения (3.2) или табл. 3.1 находят необходимое число единиц переноса N .

3. Принимают значения B и k , используя данные табл. 3.2, если заданного вида пыли нет в таблице, желательно провести поиск сведений по другим источникам. При полном отсутствии необходимых сведений принимают значения B и k для сходных видов пыли, промышленного оборудования, технологических процессов и т.д.

4. Находят из уравнения (3.3) долю энергозатрат A , необходимую для обеспечения требуемого числа единиц переноса.

5. Распределяют найденную величину энергозатрат A между элементами аппарата, создающими контакт газов с жидкостью, учитывая их конструктивные особенности и избегая шаблонности.

6. Рассчитывают сопротивления указанных элементов, приводя расходы и другие характеристики потоков к условиям обработки в аппарате.

7. Оценивают приемлемость полученных значений сопротивлений аппарата для имеющих в наличии или намеченных к установке тягодутьевых устройств. Решение об использовании аппарата следует принимать с учетом величины материальных и энергетических затрат, количества образующихся стоков и т. д.

8. Если принято решение об использовании рассматриваемого типа аппарата, определяют по величине сопротивления скорости газового потока и жидкости в соответствующих элементах, а по ним - требуемые размеры элементов.

9. Уточняют размеры элементов, принимая типовые или стандартные изделия, выписывают их характеристики и подбирают тягодутьевые устройства, насосы, другое вспомогательное оборудование; проводят расчет коммуникаций.

3.1. Полые скрубберы

Полые скрубберы-газопромыватели (рис. 3.1) реализуют наиболее простую схему мокрой очистки с организацией промывки запыленных потоков газа в газоходах (воздуховодах) или отдельных камерах (емкостях) различной формы.

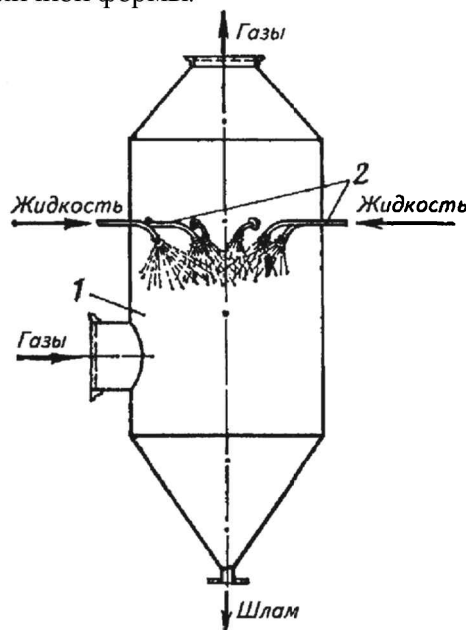


Рис. 3.1. Полый скруббер-газопромыватель:
1 – корпус; 2 – форсунки

Орошающая жидкость в них подается встречно или поперек газового потока. Чтобы унос жидкости из зоны контакта был незначительным, размер капель должен быть не менее 500 мкм, а скорость газового потока не должна превосходить 0,8...1,2 м/с.

Порядок расчета параметров полых газопромывателей с определением степени очистки по вероятностному методу.

1. Принимают скорость газов v_g в скруббере около 1 м/с, перепад давления порядка $\Delta p = 200...250$ Па и выбирают величину удельного орошения в пределах $m = (0,5...8)10^{-3}$ м³ на 1 м³ газа.

2. Определяют среднюю площадь скруббера в сечении, перпендикулярном направлению потока газов:

$$S = Q_g / v_g, \quad (3.4)$$

где Q_g - расход очищаемых газов, подсчитанный по температуре и давлению на выходе из аппарата.

Температуру газов на выходе из скруббера, имевших начальную температуру 150...200 °С и выше, при отсутствии специальных требований можно принимать на 100 °С ниже начальной, а температуру не нагретых газов - равной начальной.

Находят диаметр аппарата с противоточным орошением или эквивалентный диаметр для аппарата с поперечным орошением. Высоту аппарата H с круглым поперечным сечением принимают порядка 2,5 диаметров, а с прямоугольным сечением - из конструктивных соображений.

3. Рассчитывают расход жидкости на орошение:

$$L = m Q_g, \text{ м}^3/\text{с}. \quad (3.5)$$

4. Определяют инерционные параметры ψ_i для фракций частиц заданного состава:

$$\psi_i = d_i^2 \cdot \rho_c \cdot v_0 C_K / (18 \mu_g l), \quad (3.6)$$

где d_i - диаметр частиц i - й фракции, м; ρ_c - истинная плотность частиц, кг/м³; μ_g - динамическая вязкость газа, Па·с; l - определяющий размер, м; C_K - поправка Кенингема (таблица 3.3).

Т а б л и ц а 3.3

Поправка Кенингема								
$d_i \cdot 10^6$, мкм	0,003	0,01	0,03	0,1	0,3	1,0	3,0	10
C_K	90	24,5	7,9	2,9	1,57	1,16	1,03	1

За определяющий размер при расчете полых скрубберов принимают диаметр капли орошающей жидкости в пределах $d_k = (0,6...1)10^{-3}$ м.

5. Находят коэффициент захвата частиц определенных фракций ϕ_i :

$$\phi_i = \frac{\psi_i^2}{(\psi_i + 0,35)^2}. \quad (3.7)$$

При $\psi_i = 150$ величина ϕ_i превышает 0,995; при значениях $\psi_i > 170$ величину ϕ_i можно принимать равной 1.

6. Определяют значения парциальных (фракционных) коэффициентов очистки для скрубберов с противоточным орошением по формуле

$$\eta_{\phi_i} = 1 - \exp \left[- \frac{3 L \phi_i (v_0 + w_k) H}{2 Q_r d_k w_k} \right], \quad (3.8)$$

а для скрубберов с поперечным орошением по формуле:

$$\eta_{\phi_i} = 1 - \exp \left(- \frac{3 L \phi_i H}{2 Q_r d_k} \right), \quad (3.9)$$

где w_k - скорость осаждения капли, м/с; d_k - диаметр капли, м; H - нуть (высота), пройденный каплей при падении, м.

В полых газопромывателях устанавливают форсунки грубого распыла, создающие капли диаметром $d_k = (0,6...1)10^{-3}$ м. Скорость осаждения w_k таких капель можно найти по диаграмме рис. 3.2.

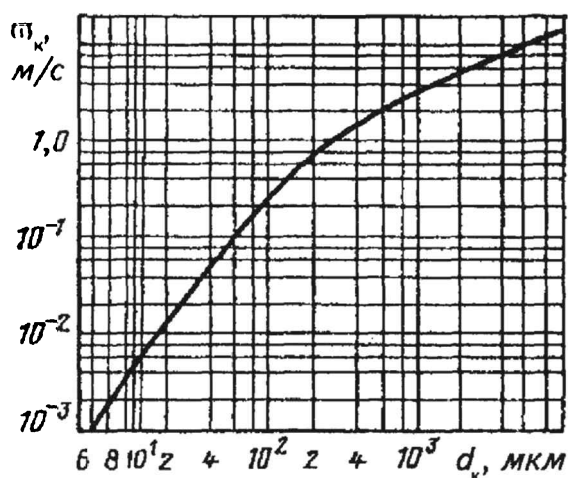


Рис. 3.2. Скорость осаждения капель в полых скрубберах (при температуре воздуха 15 оС)

7. По найденным парциальным (фракционным) коэффициентам очистки и заданному фракционному составу дисперсных загрязнителей определяют полный коэффициент очистки $\eta_{общ}$, используя формулу (3.10), и обосновывают возможность применения полого скруббера или отказ от него.

$$\eta_{общ} = \sum_{i=1}^N \eta_{\phi_i} \frac{g_i}{100}, \quad (3.10)$$

где g_i – массовая доля i -й фракции пыли.

Пример 3.1. Определить эффективность очистки пылегазового потока (воздуха) в полом скруббере и конечную концентрацию пыли в очищаемом воздухе по следующим исходным данным: расход очищаемого газа $Q_r = 600000$ м³/ч; температура газа $t = 75$ оС; начальная концентрация пыли $C_n = 20$ г/м³; плотность частиц пыли $\rho_{ч} = 2800$ кг/м³; загрязнитель: пыль смеси известняка и шлака; содержание SiO₂–2,8%; требуемая степень очистки η - до ПДК (2 мг/м³). Дисперсный состав пыли:

d_i , мкм	1,6	2,5	4,0	6,3	10
g_i , %	94	82,5	58	20	0,5

Решение.

1. Определяем необходимую эффективность очистки по формуле (1.38):

$$\eta = \left[1 - \frac{C_k}{C_n} \right] \cdot 100 = \left[1 - \frac{0,002}{20} \right] 100 = 99,99\% ,$$

где C_k – конечная концентрация пыли после очистки ($C_k = 2 \cdot 10^{-3} \text{ г/м}^3$);

2. Пересчитываем дисперсный состав из интегрального вида в дифференциальный по фракциям:

$$\begin{aligned} d_1 &= (1,6 + 0) / 2 = 0,8 \text{ мкм}; & g_1 &= 100 - 94 = 6\%; \\ d_2 &= (1,6 + 2,5) / 2 = 2,05 \text{ мкм}; & g_2 &= 94 - 82,2 = 11,8\%; \\ d_3 &= (2,5 + 4) / 2 = 3,25 \text{ мкм}; & g_3 &= 82,5 - 58 = 24,5\%; \\ d_4 &= (4 + 6,3) / 2 = 5,15 \text{ мкм}; & g_4 &= 58 - 20 = 38\%; \\ d_5 &= (6,3 + 10) / 2 = 8,15 \text{ мкм}. & g_5 &= 20 - 0,5 = 19,5\%. \end{aligned}$$

3. Рассчитываем медианный диаметр частиц d_m , мкм:

$$\begin{aligned} d_m &= \frac{\sum_{i=1}^5 (g_i d_i)}{\sum_{i=1}^5 g_i} = \\ &= \frac{(0,8 \cdot 6) + (2,05 \cdot 11,8) + (3,25 \cdot 24,5) + (5,15 \cdot 38) + (8,15 \cdot 19,5)}{6 + 11,5 + 24,5 + 38 + 19,5} = \frac{462,625}{99,5} = 4,65. \end{aligned}$$

4. Находим стандартное отклонение размеров частиц, мкм:

$$\begin{aligned} \sigma &= \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^5 g_i (d_m - d_i)^2}{\sum_{i=1}^5 g_i}} = \\ &= \sqrt{\frac{6(4,65 - 0,8)^2 + 11,5(4,65 - 2,05)^2 + 24,5(4,65 - 3,25)^2 + 38(4,65 - 5,15)^2 + 19,5(4,65 - 8,15)^2}{99,5}} = \\ &= 4,8. \end{aligned}$$

5. Далее определяем основные размеры полого скруббера.

Принимаем скорость газов в скруббере $v_0 = 1 \text{ м/с}$, перепад давления $\Delta p = 200 \dots 250 \text{ Па}$, величину удельного орошения $m = 1 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^3$ газа, диаметр каплей $d_k = 0,8 \cdot 10^{-3} \text{ м}$, скорость осаждения капли $w_k = 1,1 \text{ м/с}$ (см. рис. 3.2).

Средняя площадь скруббера в сечении, перпендикулярном направлению потока газов, равна

$$S = Q_r / v_0 = 60000 / 3600 \cdot 1,0 = 16,667 \text{ м}^2.$$

Радиус аппарата определяем по формуле:

$$R_a = \sqrt{\frac{S}{\pi}} = \sqrt{\frac{16,667}{3,14}} = 2,304 \text{ м}.$$

Диаметр аппарата $D_a = 4,608 \text{ м}$, высота аппарата $H = 2,5 \cdot D_a = 11,52 \text{ м}$.

ГЛАВА 3. Мокрые пылеуловители

6. Поскольку полученные размеры аппарата слишком велики, принимаем к установке 4 полых скруббера, тогда площадь одного аппарата будет равна

$$S_1 = S/4 = 16,667/4 = 4,167 \text{ м}^2;$$

- радиус аппарата

$$R_{a1} = \sqrt{\frac{S_1}{\pi}} = \sqrt{\frac{4,167}{3,14}} = 1,16 \text{ м};$$

- диаметр аппарата

$$D_{a1} = 2 R_{a1} = 2,32 \text{ м};$$

- высота аппарата

$$H_1 = 2,5 \cdot D_{a1} = 2,5 \cdot 2,32 = 5,8 \text{ м}.$$

7. Определяем расход жидкости на орошение:

$$L = mQ_r / 3600 = 1 \cdot 10^{-3} \cdot 16,667 = 0,0167 \text{ м}^3/\text{с}.$$

8. Рассчитываем по формуле (3.6) инерционные параметры ψ_i для фракций частиц заданного состава:

$$\psi_i = d_i^2 \cdot \rho_{ч} \cdot v_0 \cdot C_K / (18 \mu_r d_k).$$

9. Находим по формуле (3.7) коэффициенты захвата частиц определенных фракций для противоточного орошения в скруббере:

$$\varphi_i = \frac{\psi_i^2}{(\psi_i + 0,35)^2}.$$

10. Определяем по формуле (3.8) значения парциальных коэффициентов очистки для скрубберов с противоточным орошением:

$$\eta_{\varphi_i} = 1 - \exp \left[-\frac{3L \varphi_i (v_0 + w_k) \cdot H}{2Q_r d_k w_k} \right].$$

Результаты расчета по пунктам 8... 10:

d_i , мкм	ψ_i	φ_i	η_{φ_i}
0,8	0,008	0,0005	0,01
2,05	0,046	0,0135	0,245
3,25	0,176	0,0548	0,68
5,15	0,267	0,187	0,98
8,15	0,67	0,43	0,99

11. Определяем по формуле (3.10) общий коэффициент очистки полого скруббера с противоточным орошением:

$$\eta_{\text{общ}} = \sum_{i=1}^5 \eta_{\phi_i} \frac{g}{100} =$$
$$= \frac{0,01 \cdot 6}{100} + \frac{0,245 \cdot 11,5}{100} + \frac{0,68 \cdot 24,5}{100} + \frac{0,98 \cdot 38}{100} + \frac{0,99 \cdot 19,5}{100} = 0,76 \text{ (76 \%)}.$$

12. Рассчитываем по формуле (1.38) концентрацию пыли в газовом потоке после очистки в полном скруббере при общей эффективности очистки $\eta_{\text{общ}} = 76 \%$.

$$C_k = C_n(1 - \eta_{\text{общ}}) = 20 \cdot (1 - 0,76) = 4,8 \text{ г/м}^3.$$

Таким образом, степень очистки воздуха от пыли в полном скруббере явно недостаточна, поскольку требуется очистить воздух до конечной концентрации 2 мг/м^3 . Следовательно, необходимо использовать более эффективный аппарат для пылеочистки или предусмотреть многоступенчатую схему.

3.2. Пенные аппараты

Пенные пылеуловители представляют собой аппараты, корпус которых разделен решеткой с равномерно расположенными мелкими отверстиями (рис. 3.3).

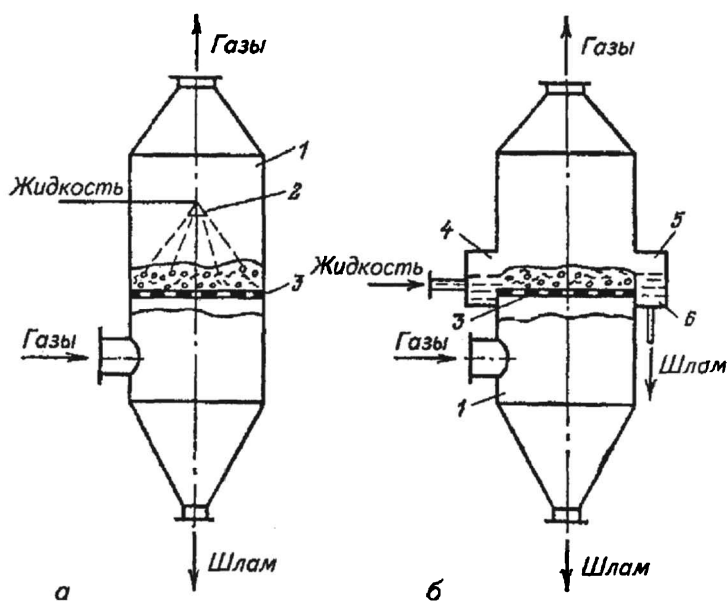


Рис. 3.3. Схемы пенных пылеуловителей:

- а - с провальной тарелкой: 1 - корпус; 2 - оросительное устройство; 3 - тарелка;
б - с переливной тарелкой: 1 - корпус; 2 - тарелка; 3 - приемная коробка; 4 - порог;
5 - сливная коробка

Запыленный поток поступает под решетку, очищенный удаляется из верхней части корпуса. Вода поступает на решетку сверху. В зависимости от конструкции пылеуловителя вода с поверхности решетки отводится через отверстия в решетке и частично через слив либо только через отверстия. Диаметр отверстий в решетке $3 \dots 8 \text{ мм}$, «живое» сечение решетки $0,15 \dots 0,25 \text{ м}^2/\text{м}^2$.

Для смачиваемой водой пыли степень ее улавливания η в однополочном пенном аппарате выражается зависимостью

$$\eta = 0,86 \text{ Stk}^{0,04} \quad (3.11)$$

где Stk – критерий Стокса.

$$Stk = d_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}} v_0 / (\mu_{\text{г}} d_0) \quad (3.12)$$

где $d_{\text{ч}}$ – диаметр улавливаемых частиц, м; $\rho_{\text{ч}}$ – плотность частиц, кг/м³; v_0 – скорость газа в аппарате, м/с ($v_0 = 1 \dots 2,5$ м/с); $\mu_{\text{г}}$ – динамическая вязкость газа, Па·с; d_0 – эквивалентный диаметр отверстий в решетке, м.

Конечную концентрацию пыли $C_{\text{к}}$ в выходящем воздухе можно определить по формуле (1.38):

$$C_{\text{к}} = C_{\text{н}} (1 - \eta_{\text{у}}),$$

где $C_{\text{н}}$ – начальная концентрация пыли в воздухе.

Количество уловленной пыли $G_{\text{п}}$:

$$G_{\text{п}} = Q_{\text{г}} (C_{\text{н}} - C_{\text{к}}), \quad (3.13)$$

где $Q_{\text{г}}$ – объем очищаемого газа в единицу времени.

Высота образующегося на решетке слоя пены $h_{\text{п}}$ для системы «воздух – вода» при обычных условиях

$$h_{\text{п}} = 0,806 h_0^{0,6} v_0^{0,5}, \quad (3.14)$$

где h_0 – высота исходного слоя жидкости на решетке, м ($h_0 = 25 \dots 30$ мм).

Для санитарной очистки воздуха (газа) от пыли с дисперсностью выше 15 мкм достаточна высота слоя пены $h_{\text{п}} = 100 \dots 150$ мм. При этом $\eta = 0,94 \dots 0,98$. Отношение количества пыли $G_{\text{п}}$ (в кг/с) к поглощающей ее воде L (в кг/с) принимают $G_{\text{п}}/L = 1/5$. Около 70 % поглощенной пыли обычно удаляется вместе с водой, протекающей через отверстия в решетке, т. е. коэффициент распределения пыли $k_{\text{р}} = 0,7$.

Расход воды L , поступающей на решетку, кг/с:

$$L = 2 G_{\text{п}} k_{\text{р}} (G_{\text{п}}/L). \quad (3.15)$$

Гидравлическое сопротивление Δp пенного аппарата состоит из сопротивления сухой решетки $\Delta p_{\text{р}}$ и сопротивления пенного слоя $\Delta p_{\text{с}}$, т. е.

$$\Delta p = \Delta p_{\text{р}} + \Delta p_{\text{с}} \quad (3.16)$$

Для решетки толщиной $\delta = 5$ мм с круглыми отверстиями диаметром $d_0 = 4 \dots 6$ мм или с прямоугольными отверстиями размером $(2 \dots 4) \times 40$ мм

$$\Delta p_{\text{р}} = \zeta \rho_{\text{г}} v_0^2 / 2 = 0,725 \rho_{\text{г}} v_0^2 \quad (3.17)$$

где ζ – коэффициент сопротивления (для решетки толщиной $\delta = 5$ мм $\zeta = 1,45$); v_0 – скорость воздуха (газа) в отверстиях решетки ($v_0 = 6 \dots 12$ м/с).

Гидравлическое сопротивление слоя пены $\Delta p_{\text{с}}$, Па:

$$\Delta p_{\text{с}} = 0,85 h_0 \rho_{\text{ж}} g + 4\sigma/d_0 \quad (3.18)$$

где σ – поверхностное натяжение жидкости, Н/м; d_0 – диаметр отверстий в решетке, м.

Пример 3.2. Рассчитать пенный аппарат для очистки технологических газов, удаляемых после сушилки с кипящим слоем и содержащих фосфоритовую пыль. Общий расход газа $Q_r = 20000 \text{ м}^3/\text{ч}$, температура газа $t_r = 75 \text{ }^\circ\text{C}$, температура орошающей воды $t_{\text{ж}} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$, начальная концентрация пыли $C_n = 2 \text{ г}/\text{м}^3$, дисперсный состав пыли:

$d_i, \text{ мкм}$	0...5	5...10	10...15	15...20	20...30	>30
$g_i, \%$	24	26	17	6	13	14

Решение. Принимаем за базовую конструкцию аппарат типа ПАСС, а скорость газа в сечении аппарата из условий устойчивости слоя пены $v_0 = 3 \text{ м}/\text{с}$.

Площадь сечения корпуса аппарата определим из уравнения расхода:

$$S = Q_r / (3600 v_0) = 20000 / (3600 \cdot 3) = 1,85 \text{ м}^2.$$

Диаметр корпуса аппарата связан с площадью сечения корпуса соотношением

$$D_0 = (4S/\pi)^{0,5} = (4 \cdot 1,85 / 3,14)^{0,5} = 1,54 \text{ м}.$$

Примем действительный диаметр корпуса равным $D_a = 1500 \text{ мм}$, тогда действительная скорость газа в сечении аппарата будет равна

$$v_r = v_0 D_0^2 / D_a^2 = 3 \cdot 1,54^2 / 1,5^2 = 3,15 \text{ м}/\text{с}.$$

Тогда площадь сечения для действительного диаметра корпуса аппарата составит

$$S = Q_r / (3600 v_r) = 20000 / (3600 \cdot 3,15) = 1,77 \text{ м}^2.$$

Расход жидкости при этом принимаем с учетом оптимальной работы аппарата при плотности орошения $m_0 = 1 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}) = 1000 \text{ л}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$:

$$Q_{\text{ж}} = m_0 S = 1 \cdot 1,77 = 1,77 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

«Живое» сечение дырчатой решетки s_0 вычисляем при высоте слоя пены $h_{\text{п}} = 100 \text{ мм}$, диаметре отверстий $d_0 = 5 \text{ мм}$ и плотности жидкости $\rho_{\text{ж}} = 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$.

$$s_0 = 1,37 v_r^{0,458} m_0^{0,152} / (h_{\text{п}}^{0,61} d_0^{0,085} \rho_{\text{ж}}^{0,61}) = \\ = 1,37 \cdot 3,15^{0,48} \cdot 1^{0,152} / (0,1^{0,61} \cdot 0,005^{0,085} \cdot 1000^{0,61}) = 0,21.$$

Проверяем действительную высоту слоя пены по формуле:

$$h_{\text{п}} = 4,8 v_r^{0,79} m^{0,2} / (d_0^{0,14} s_0^{1,9}) = \\ = 4,8 \cdot 3,15^{0,79} \cdot 0,05^{0,2} / (5^{0,14} \cdot 0,21^{1,9}) = 101 \text{ мм},$$

где

$$m = m_0 / Q_r = 1000 / 20000 = 0,05 \text{ л}/\text{м}^3.$$

Шаг между отверстиями в случае ромбической разбивки равен

$$l = d_o (0,91/s_o)^{0,5} = 0,005(0,91/0,21)^{0,5} = 0,01 \text{ м} = 10 \text{ мм.}$$

Полное гидравлическое сопротивление аппарата:

$$\Delta p = \Delta p_p + \Delta p_n + \Delta p_\sigma + \Delta p_a,$$

где величины $\Delta p_p, \Delta p_n, \Delta p_\sigma, \Delta p_a$ определяют по следующим формулам, Па:

$$\Delta p_p = 1,82 v_r^2 \rho_r / (s_o \cdot 2) = 1,92 \cdot 3,15^2 \cdot 1,02 / (0,21 \cdot 2) = 43,9;$$

$$\begin{aligned} \Delta p_n &= 0,447 H_n \rho_{ж} g / (v_r / s_o)^{0,5} = \\ &= 0,447 \cdot 0,101 \cdot 1000 \cdot 9,81 / (3,15/0,21)^{0,5} = 114; \end{aligned}$$

$$\Delta p_\sigma = 4 \sigma / d_o = 4 \cdot 6,3 \cdot 10^{-2} / (5 \cdot 10^{-3}) = 50,4;$$

$$\Delta p_a = \zeta_a v_r^2 \rho_r / 2 = 27 \cdot 3,15^2 \cdot 1,02 / 2 = 137;$$

$$\Delta p = 43,9 + 114 + 50,4 + 137 = 345.$$

Фосфоритовая пыль гидрофобна, поэтому степень фракционной очистки определяем по формуле для плохо смачиваемых пылей:

$$\eta_\phi = 100[1 - 87,1(1,37 - d_{т.1}^{0,1}) / (h_n^{0,9} v_r^{0,25})]. \quad (3.19)$$

В результате вычислений по формуле (3.19) получаем следующие фракционные степени очистки при $h_n = 101$ мм и $d_{ср} = (d_{т.1} + d_{т.2})/2$:

d_i , мкм	0...5	5...10	10...15	15...20	20...30	> 30
η_{ϕ_i} , %	79,34	89,32	93,96	97,46	100	100

Общая степень очистки по формуле (1.10) составит:

$$\begin{aligned} \eta &= (79,34 \cdot 24 + 89,32 \cdot 26 + 93,96 \cdot 17 + 97,46 \cdot 6 + 100 \cdot 13 + \\ &+ 100 \cdot 14) / 100 = 90,6 \%. \end{aligned}$$

Остаточную концентрацию пыли в газе на выходе из аппарата определим по формуле (1.38):

$$C_k = C_n (100 - \eta) / 100 = 2(100 - 90,6) / 100 = 0,188 \text{ г/м}^3.$$

Таким образом, степень очистки технологических газов в пенном аппарате не слишком высока и практически такая же, как и в высокоэффективном циклоне. Ввиду общего недостатка всех мокрых способов очистки - образования загрязненных стоков - применение циклона в данном случае более целесообразно.

3.3. Ударно-инерционные пылеуловители

В скрубберах ударно-инерционного действия (рис. 3.4) смесь обрабатываемых газопылевых выбросов с промывочной жидкостью создается в результате удара газового потока о поверхность жидкости, при этом газовый поток резко меняет направление движения, а частицы пыли по инерции отбрасываются на поверхность жидкости и захватываются ею.

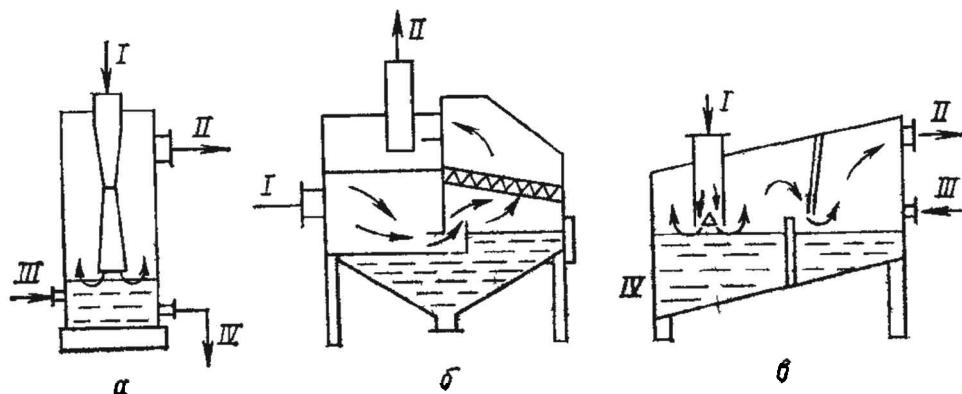


Рис. 3.4. Скрубберы ударно-инерционного действия:

а – импакторный скруббер; б – газопромыватель типа ПВМ; в – скруббер Дойля;
 I – загрязненный газ; II – очищенный газ; III – вода; IV – шлам

Образующиеся при ударе капли имеют размеры до 400 мкм. Вся энергия, необходимая для создания смеси, подводится газовым потоком.

Фракционную степень очистки воздуха в пылеуловителе ПВМ определяют исходя из известного дисперсного состава по кривой фракционной эффективности (рис. 3.5).

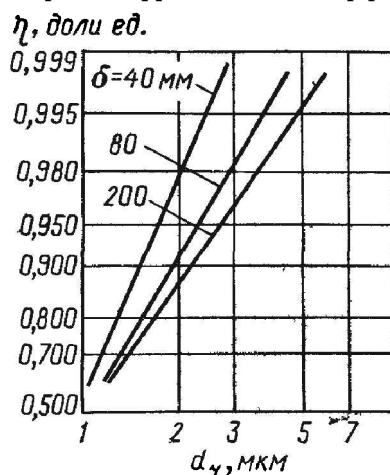


Рис. 3.5. Эффективность очистки пылеуловителей типа ПВМ при различных диаметрах частиц и уровнях воды δ

Зависимости на рис 3.5 построены для частиц пыли плотностью $\rho_{ч} = 2600 \text{ кг/м}^3$. При улавливании пылей с плотностью $\rho'_{ч}$, отличной от 2600 кг/м^3 , пересчитывают диаметр частиц по формуле

$$d'_ч = d_{ч} \sqrt{\frac{2600}{\rho'_{ч}}} \quad (3.20)$$

где $d'_ч$ — условный диаметр частицы, который следует брать на оси абсцисс графика.

Гидравлическое сопротивление (Па) ударно-инерционных пылеуловителей рассчитывают по формуле:

$$\Delta p = g(\Delta h + Q_{\text{пор}}^{0,5}), \quad (3.21)$$

где Δh - перепад высот между уровнями жидкости в ротоклонах, мм; $Q_{\text{пор}}$ - расход газа на 1 пог. м длины перегородки, $\text{м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$.

При улавливании среднedisперсных пылей Δh поддерживают в пределах 20...60 мм, а при высокодисперсных - от 60 до 200 мм. Расход газа на 1 погонный м длины перегородки устанавливают в пределах $(2...7,5) \cdot 10^3 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$.

Пример 3.3. Рассчитать степень очистки в газопромывателе типа ПВМ газовых выбросов содорегенерационного котлоагрегата (СРКА) целлюлозно-бумажного комбината. Медианный диаметр частиц $d_m = 1,1$ мкм, дисперсия $\sigma = 1,7$, плотность материала частиц $\rho_{\text{ч}} = 2740 \text{ кг/м}^3$. Начальная концентрация пыли в газах $C_{\text{н}} = 4,1 \text{ г/м}^3$. Пыль характеризуется склонностью к образованию крупных агломератов и сильной слипаемостью; смачиваемость 100 %, водный раствор пыли коррозионно не активен. Количество газовых выбросов составляет $Q_{\text{г}} = 18 \text{ тыс.м}^3/\text{ч}$ или $5 \text{ м}^3/\text{с}$; температура газов $t = 140 \text{ }^\circ\text{C}$.

Решение. Порядок расчета.

1. Принимаем промыватель типа ПВМ с двумя перегородками длиной $l = 4 \text{ м}$. Удельный расход газов на 1 м длины перегородки составит:

$$Q_{\text{пор}} = Q_{\text{г}} / l = 5 / 4 = 1,25 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{с}).$$

что находится в пределах рекомендуемых значений.

Поскольку необходимо обрабатывать мелкодисперсную пыль, принимаем расстояние $\Delta h = 0,2 \text{ м}$.

2. По формуле (3.21) определяем гидравлическое сопротивление промывателя:

$$\Delta p = g(\Delta h + Q_{\text{пор}}^{0,5}) = 9,81 \cdot (1000 \cdot 0,2 + 90 \cdot 1,25^{0,5}) \cong 2950 \text{ Па}.$$

Принимаем к установке вентилятор ЦП7-40 № 8 с электродвигателем АО 2-82-4 мощностью 55 кВт, обеспечивающий подачу до $Q_{\text{г}} = 6,5 \text{ м}^3/\text{с}$ и давление до $p = 3300 \text{ Па}$.

3. Определяем параметр осаждения x по формуле (1.26) при дисперсном составе пыли: $d_m = 1,1 \text{ мкм}$; $\sigma = 1,7$; $d_{50} = 1,5 \text{ мкм}$; $\lg \sigma_m = 0,17$:

$$x = \frac{\lg \frac{d_m}{d_{50}}}{\lg^2 \sigma_m + \lg^2 \sigma} = \frac{\lg \frac{1,1}{1,5}}{\sqrt{0,17^2 + \lg^2 1,7}} = -0,472.$$

Полный коэффициент очистки составит $\eta = 31,9 \%$ (см. табл. П.3 прил.).

4. Хотя по ряду показателей (низкая коррозионная активность, 100 %-я смачиваемость, низкий расход воды в аппарате) выбор газопромывателя ПВМ представляется необоснованным, расчеты степени очистки показывают, что подобные аппараты малоэффективны при улавливании мелкодисперсной пыли.

3.4. Скрубберы Вентури

Среди аппаратов мокрой очистки с предварительным осаждением частиц пыли на поверхность капель воды наибольшее практическое применение имеют скрубберы Вентури, состоящие из трубы Вентури 2 с форсункой 1 и цилиндрического каплеуловителя 3 (рис.

3.6). Основной частью скруббера является труба Вентури, в конфузурную (сужающуюся) часть которой подается очищаемый газ и разбрызгиваемая с помощью форсунки вода.

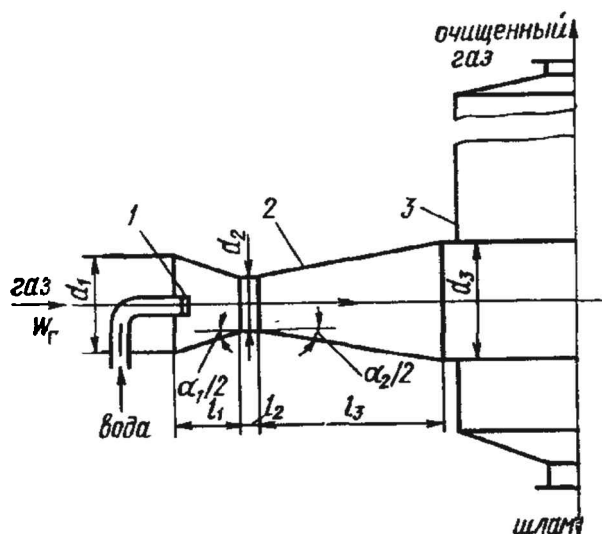


Рис. 3.6. Схема скруббера Вентури:
1 – форсунка; 2 – труба Вентури; 3 – каплеуловитель

В конфузурной части трубы происходит разгон газа и содержащихся в ней частиц пыли от входной скорости 15...20 м/с до скорости в узком сечении трубы 60...150 м/с. При этом более мелкие частицы пыли догоняют медленно разгоиющиеся крупные капли воды и сливаются с ними. В диффузорной (расширяющейся) части трубы газовый поток, наоборот, замедляется до первоначальной скорости 15...20 м/с. При этом более тяжелые капли воды настигают и поглощают оставшиеся в газе легкие частицы пыли, успевшие затормозиться вместе с потоком. Далее очищаемый газ закручивается спиралью в цилиндрическом каплеуловителе и освобождается от капель воды вместе с осевшими на них частицами пыли.

Скрубберы Вентури обеспечивают эффективность очистки до 99 % от частиц размерами $d_{ч} > 1$ мкм при начальной концентрации пыли до 100 г/м³. Удельный расход воды на орошение составляет при этом 0,4...0,8 л/м, производительность по очищаемому газу - до 100000 м³/ч; гидродинамическое сопротивление трубы Вентури - 10...20 кПа (0,1...0,2 атм).

Порядок расчета параметров скрубберов Вентури с определением степени очистки по вероятностному методу.

1. Зная расход очищаемых газов и задаваясь скоростью их движения в горловине трубы Вентури, определяют ее диаметр по формуле, аналогичной (1.21):

$$D_r = \sqrt{\frac{4Q_r}{\pi v_r}},$$

где Q_r - расход газа; v_r - скорость движения газа (воздуха) в горловине трубы Вентури.

Определяют средний диаметр (мкм) капель жидкости, образующихся в трубе Вентури:

$$d_k = 4870/v_r + 28 m^{1,5}, \quad (3.22)$$

где m - удельный расход жидкости, л/м³.

2. Определяют критерий Стокса для отдельных фракций пыли по формуле:

$$Stk = \rho_{ч} v_r d_{ч}^2 / (18 v_r \rho_r d_k), \quad (3.23)$$

ГЛАВА 3. Мокрые пылеуловители

где $\rho_{\text{ч}}$, $\rho_{\text{г}}$ - соответственно плотность частиц пыли и газа, кг/м^3 ; $\nu_{\text{г}}$ - кинематическая вязкость газа в горловине трубы, $\text{м}^2/\text{с}$; $d_{\text{ч}}$ - диаметр частиц пыли, мкм .

Для отдельных фракций пыли определяют фракционный коэффициент очистки:

$$\eta_{\text{фр}} = 1 - e^{-1,56 \cdot 10^3 m \sqrt{Stk}} \quad (3.24)$$

Зная фракционный состав пыли, по формуле (1.30) подсчитывают общий коэффициент очистки в скруббере Вентури

$$\eta_{\text{об}} = (\eta_{\text{ф1}} \Phi_1/100) + (\eta_{\text{ф2}} \Phi_2/100) + \dots + (\eta_{\text{фn}} \Phi_n/100),$$

где Φ_1, \dots, Φ_n - содержание данной фракции пыли, %.

Сопrotивление трубы Вентури подсчитывают по формуле:

$$\Delta p_{\text{общ}} = (\zeta_{\text{г}} + \zeta_{\text{ж}} m) \rho_{\text{г}} \nu_{\text{г}}^2 / 2, \quad (3.25)$$

где $\zeta_{\text{г}}$ - коэффициент гидравлического сопротивления сухой трубы Вентури, принимается $\zeta_{\text{г}} = 0,25 \dots 0,3$; $\zeta_{\text{ж}}$ - то же, при подаче жидкости в горловицу; m - расход жидкости, принимается $0,3 \dots 1,5 \text{ л/м}^3$ газа; произведение $\zeta_{\text{ж}} m$ определяют по табл. 3.4.

Т а б л и ц а 3 . 4

Расход жидкости в зависимости от скорости газа в трубе Вентури

Расход жидкости m , л/м^3	$\zeta_{\text{ж}} m$ при скорости газа в горловине трубы Вентури, м/с				
	50	70	90	110	150
0,3	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2
0,5	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4
0,7	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5
0,9	0,6	0,7	0,9	1,0	1,1
1,1	0,8	1,0	1,2	1,4	1,7
1,3	1,2	1,6	2,0	2,4	2,6

Пример 3.4. Определить основные размеры скруббера Вентури для очистки газовых выбросов регенерационной печи от пыли производительностью по газу $Q_{\text{г}} = 40000 \text{ м}^3/\text{ч}$. Температура газа перед аппаратом $t = 215 \text{ }^\circ\text{C}$, давление $p = 9,85 \cdot 10^4 \text{ Па}$ (740 мм рт. ст.); запылённость $C_{\text{н}} = 12 \text{ г/кг}$ газа.

Состав газа в % об.: $a_1 = 14 \%$ - CO_2 ; $a_2 = 3 \%$ - O_2 ; $a_3 = 60 \%$ - N_2 ; $a_4 = 23 \%$ - паров H_2O .

Требуется, чтобы запылённость газа на выходе не превышала $C_{\text{к}} = 0,15 \text{ г/кг}$.

Решение.

1. Определяем критерий эффективности пылеулавливания:

$$\eta = \frac{C_{\text{н}} - C_{\text{к}}}{C_{\text{к}}} = \frac{12 - 0,15}{0,15} = 79.$$

2. Конструктивно принимаем длину горловины $l = 10 \text{ см}$ и удельный расход воды на орошение $q = 1,2 \text{ л/кг}$ газа (рекомендуется $0,8 \dots 1,8$).

3. Удельную массовую плотность газа W определяем по формуле (3.26), кг/см^2

$$W = \left[\frac{\eta}{1,25 \cdot 10^{-6} q^{1,07} z_{\text{H}}^{0,44} (1+l)^{3,05}} \right]^{\frac{1}{2,46}}, \quad (3.26)$$

откуда

$$W = \left[\frac{79}{1,25 \cdot 10^{-6} \cdot 1,2^{1,07} \cdot 12^{0,44} (1+10)^{3,05}} \right]^{\frac{1}{2,46}} = 44,9 \text{ кг/(с м}^2\text{)}.$$

4. Определяем гидравлическое сопротивление трубы Вентури по формуле (3.27):

$$\Delta p = 2,38 \cdot 10^{-4} \cdot W^{2,18} \cdot q^{0,435} \cdot (1+l)^{2,95}, \quad (3.27)$$

откуда

$$\Delta p = 2,38 \cdot 10^{-4} \cdot 44,9^{2,18} \cdot 1,2^{0,435} \cdot (1+10)^{2,95} = 1216 \text{ Па}.$$

5. Определяем плотность газа при нормальных условиях:

$$\rho_0 = \rho_1 a_1 + \rho_2 a_2 + \rho_3 a_3 + \rho_4 a_4 = 1,976 \cdot 0,14 + 1,429 \cdot 0,03 + 1,251 \cdot 0,6 + 0,804 \cdot 0,23 = 1,254 \text{ кг/м}^3.$$

6. Плотность газа при рабочих условиях определяем по уравнению состояния идеального газа:

$$\rho_r = \rho_0 \frac{T_0}{T} \cdot \frac{p}{p_0} = 1,254 \cdot \frac{273}{273 + 215} \cdot \frac{740}{760} = 0,684 \text{ кг/м}^3.$$

7. Массовый расход газа составит

$$G_r = \frac{Q_r \rho_r}{3600} = \frac{40000 \cdot 0,684}{3600} = 7,6 \text{ кг/с}.$$

8. Определяем диаметр горловины

$$D_r = \sqrt{\frac{4G_r}{\pi W}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 7,6}{3,14 \cdot 44,9}} = 0,464 \text{ м}.$$

9. Скорость $v_{\text{газ}}$ газа в газоходе берем в диапазоне 10...30 м/с. Принимаем $v_{\text{газ}} = 15$ м/с. Диаметр газохода перед скруббером равен

$$d_{\text{газ}} = \sqrt{\frac{4Q_r}{3600 \pi v_{\text{газ}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 40000}{3600 \cdot 3,14 \cdot 15}} = 0,97 \text{ м}.$$

Диаметр газохода после диффузора трубы Вентури также принимаем $d_{\text{газ}} = 0,97$ м.

10. Длина конфузора перед горловиной трубы Вентури (угол сужения конфузора $\alpha_k = 30^\circ$):

$$l_1 = \frac{d_{\text{газ}} - D_r}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha_k}{3}} = \frac{0,97 - 0,464}{2 \operatorname{tg} \frac{30}{2}} = 0,94 \text{ м}.$$

11. Длина диффузора (угол расширения диффузора $\alpha_d = 7^\circ$):

$$l_2 = \frac{d_{\text{газ}} - D_r}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha_d}{2}} = \frac{0,97 - 0,464}{2 \operatorname{tg} \frac{7}{2}} = 4,12 \text{ м.}$$

Пример 3.5. Требуется определить коэффициент улавливания частиц пыли размером $d_{\text{ч}} = 1; 2$ и 3 мкм в трубе Вентури при следующих условиях: скорость газа в горловине составляет $v_r = 60$ м/с; плотность частиц пыли $\rho_{\text{ч}} = 3500$ кг/м³; плотность газа $\rho_r = 1$ кг/м³; кинематическая вязкость газа $\nu_r = 20 \cdot 10^{-6}$ м²/с; удельный расход воды на орошение распылителя $m = 0,0006$ м³/(м³ газа) = $0,6$ л/м³.

Средний размер капель определяем по формуле (3.22):

$$d_k = \frac{4870}{60} + 28,18 \cdot 0,6^{1,5} = 94 \text{ мкм} = 94 \cdot 10^{-6} \text{ м.}$$

Критерий Стокса по формуле (3.23) для частиц диаметром $d_{\text{ч}} = 1$ мкм равен

$$\operatorname{Stk} = \frac{3500 \cdot 60 (1 \cdot 10^{-6})^2}{18 \cdot 20 \cdot 10^{-6} \cdot 1,0 \cdot 94 \cdot 10^{-6}} = 6,2.$$

Для частиц размером 2 и 3 мкм критерий Stk будет соответственно равен 25 и 56 .

По формуле (3.24) находим, что степень улавливания η_i пылевых частиц диаметром 1 мкм будет $\eta_1 = 93,1$ %; диаметром 2 мкм – $\eta_2 = 99,6$ %; диаметром 3 мкм – $\eta_3 = 99,9$ %.

Инженерный расчет скрубберов Вентури проводят по следующему алгоритму.

Гидравлическое сопротивление скрубберов Вентури суммируется из потерь напора в трубе Вентури и каплеуловителе, причем основная часть потерь приходится на трубу Вентури.

Гидравлическое сопротивление трубы Вентури при подаче в нее орошающей жидкости описывается уравнением:

$$\Delta p_{\text{ор}} = \Delta p_r + \Delta p_{\text{ж}}, \quad (3.28)$$

где Δp_r - гидравлическое сопротивление трубы Вентури без орошения, Па; $\Delta p_{\text{ж}}$ - гидравлическое сопротивление трубы Вентури, обусловленное вводом орошающей жидкости. Па.

Потерю напора сухой трубы определяют по известной из гидравлики зависимости:

$$\Delta p_r = \zeta_c v_r^2 \rho_r / 2, \quad (3.29)$$

где ζ_c - коэффициент гидравлического сопротивления сухой трубы Вентури; v_r - скорость газа в горловине (обычно принимается по температуре и давлению на выходе из трубы Вентури), м/с; ρ_r - плотность газов (при тех же условиях), кг/м³.

Коэффициент гидравлического сопротивления ζ_c для труб Вентури с круглой и прямоугольной горловинами длиной $0,15 D_s$ (D_s - эквивалентный диаметр горловины) принимают в пределах $0,12 \dots 0,15$. При длине горловины l_r в пределах $0,15 D_s \leq l_r \leq D_s$ этот коэффициент рассчитывают по зависимости:

$$\zeta_c = 0,165 + 0,034(l_r/D_s) - (0,06 + 0,028l_r/D_s)M, \quad (3.30)$$

где $M = v_r / v_{зв}$ - число Маха; $v_{зв}$ - скорость звука в газе, м/с.

Выражение (3.30) справедливо при скорости газа в горловине до 150 м/с, причем обе скорости берутся по температуре и давлению газов на выходе из трубы Вентури.

Гидравлическое сопротивление труб Вентури, обусловленное орошающей жидкостью, рассчитывают по формуле

$$\Delta p_{ж} = \zeta_{ж} (v_r^2 \rho_{ж} / 2) m, \quad (3.31)$$

где $\zeta_{ж}$ - коэффициент гидравлического сопротивления, обусловленный вводом жидкости; m - удельный расход орошающей жидкости, м³/м³.

Величине коэффициента $\zeta_{ж}$ определяют по выражению

$$\zeta_{ж} = A \zeta_c [(v_{ж} / w_r)(\rho_r / \rho_{ж})]^{1+B}, \quad (3.32)$$

где $v_{ж}$ - скорость капель жидкости на выходе из горловины трубы Вентури (обычно в 1,5...3 раза меньше v_r , меньшие значения берут для высоких скоростей газа), м/с.

Значения коэффициента A и показателя степени $(1+B)$ в формуле (3.32) приведены в табл. 3.5.

Таблица 3.5

Значения коэффициента A и показателя степени $(1+B)$

Способ подвода орошающей жидкости в трубу Вентури	Скорость газа в горловине, м/с	Длина горловины l_r , м	A	$1+B$
Центральный и пленочный подвод	> 80	$(2,15 \dots 12) D_3$	$1,68 (l_r / D_3)^{0,045}$	$1 - 1,12 (l_r / D_3)^{0,045}$
	< 80		$3,49 (l_r / D_3)^{0,266}$	$1 - 0,98 (l_r / D_3)^{0,266}$
Центральный подвод перед конфузуром или орошение площади над батареями труб	40...150	0,15	0,215	-0,54
Периферийный подвод в конфузур	> 80	0,15	13,4	0,024
	< 80		1,4	-0,316
Центральный подвод в конфузур трубы с кольцевым сечением горловины	30...150	-	0,08	-0,502
Центральный подвод в конфузур трубы оптимальной конструкции	40...150	0,15	0,63	-0,3

Наряду с круглыми трубами разработаны скрубберы Вентури с кольцевым регулируемым сечением (рис. 3.7), позволяющие очищать запыленные газы при расходе $Q_r = 2 \dots 500$ тыс. м³/ч и гидравлическом сопротивлении $\Delta p = 4 \dots 12$ кПа.

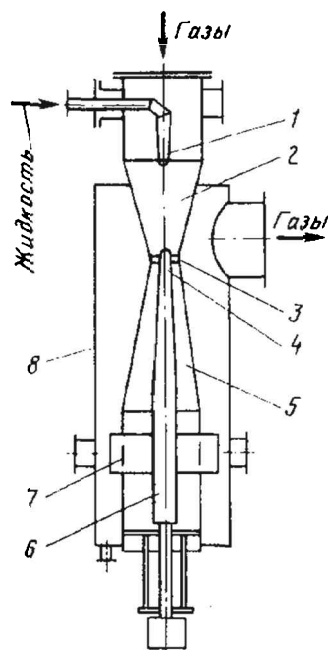


Рис. 3.7. Скруббер Вентури с регулируемым сечением горловины:
 1 - форсунка; 2 - конфузор; 3 - горловина; 4 - регулирующий конус; 5 - диффузор;
 6 - направляющий шток; 7 - центробежный завихритель; 8 - корпус каплеуловителя

Технические характеристики скрубберов Вентури с кольцевым регулируемым сечением приведены в табл. П.8 приложения.

Пример 3.6. Определить степень очистки в скруббере Вентури с кольцевым регулируемым сечением запыленного кварцевой пылью воздуха в количестве $Q_r = 15000 \text{ м}^3/\text{ч}$ с конечной температурой $t = 40 \text{ }^\circ\text{C}$. Выбрать тягодутьевое оборудование для нормальной работы аппарата, если орошение скруббера производится с периферийным подводом воды в конфузор. Состав пыли:

d_i , мкм	0...3	3...10	10...15	15...20
g_i , %	10	16	46	18

Решение. Принимаем скорость движения газа в горловине $v_r = 100 \text{ м/с}$, тогда диаметр горловины определим из уравнения расхода:

$$D_{r.1} = [4Q_r / (3600 \pi v_{r.1})]^{0.5} = [4 \cdot 15000 / (3600 \cdot 3,14 \cdot 100)]^{0.5} = 0,408 \text{ м.}$$

Принимаем диаметр горловины $D_r = 0,4 \text{ м}$, тогда действительная скорость газа в горловине будет равна

$$v_r = v_{r.1} D_{r.1}^2 / D_r^2 = 100 \cdot 0,408 / 0,4 = 102 \text{ м/с.}$$

По формуле (3.29)

$$\Delta p_r = \zeta_c v_r^2 \rho_r / 2 = 0,14 \cdot 102^2 \cdot 1,125 / 2 = 819 \text{ Па.}$$

Потерю напора под действием присутствующих в потоке капель жидкости определим по формуле (3.31):

$$\Delta p_{ж} = \zeta_{ж} (v_r^2 \rho_{ж} / 2) m,$$

где

$$\zeta_{ж} = A \zeta_c [(v_{ж} / v_r)(\rho_r / \rho_{ж})]^{1+B}.$$

Из табл. 3.5 находим значения $A = 13,4$ и $1+B = 0,024$. Скорость капель жидкости принимаем $v_{ж} = v_r / 2 = 51 \text{ м/с}$, плотность орошения $m = 0,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Тогда по формулам (3.32), (3.33) и (3.28) рассчитываем:

$$\zeta_{\text{ж}} = 13,4 \cdot 0,1[(51/102)(1,125/1000)]^{0,024} = 1,57;$$

$$\Delta p_{\text{ж}} = (1,57 \cdot 102^2 \cdot 1000/2) \cdot 0,4 \cdot 10^{-3} = 3267 \text{ Па};$$

$$\Delta p_{\text{оп}} = 819 + 3264 = 4183 \text{ Па}$$

Гидравлическое сопротивление каплеуловителя в виде орошаемого циклона (типа ЦВП) в скоростном исполнении для аппарата диаметром $D_{\text{к}} = 1000$ мм можно принять

$$\Delta p_{\text{к}} = 130 \text{ Па.}$$

Общее гидравлическое сопротивление аппарата

$$\Delta p = \Delta p_{\text{оп}} + \Delta p_{\text{к}} = 4183 + 130 = 4313 \text{ Па.}$$

По общему гидравлическому сопротивлению и расходу газа в качестве тягодутьевого оборудования выбираем воздуходувку ТВ-250-1,12, обеспечивающую расход $Q_{\text{г}} = 15000 \text{ м}^3/\text{ч}$ при напоре $p = 0,12$ МПа и мощности электродвигателя $P = 100$ кВт.

Расчет степени очистки газа от пыли в кольцевом скруббере Вентури основан на установлении зависимости диаметра частиц, уловленных на 50 %, от удельной мощности контактирования $E_{\text{ж}}$. Величине $E_{\text{ж}}$ рассчитывают по зависимости:

$$E_{\text{ж}} = \Delta p_{\text{ж}} + \Delta p_{\text{т}}, \quad (3.33)$$

где Δp - давление в водоподводящем патрубке оросителя трубы Вентури (примем $\Delta p = 0,4$ МПа), удельный расход орошающей жидкости $m = 0,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Тогда

$$E_{\text{ж}} = 3267 + 4 \cdot 10^5 \cdot 0,4 \cdot 10^{-3} = 3427 \text{ Па.}$$

По величине $E_{\text{ж}}$ на номограмме (рис. 3.8) определяем диаметр частиц d_{50} , уловленных на 50 %. Для кварцевой пыли $d_{50} = 0,012$ мкм.

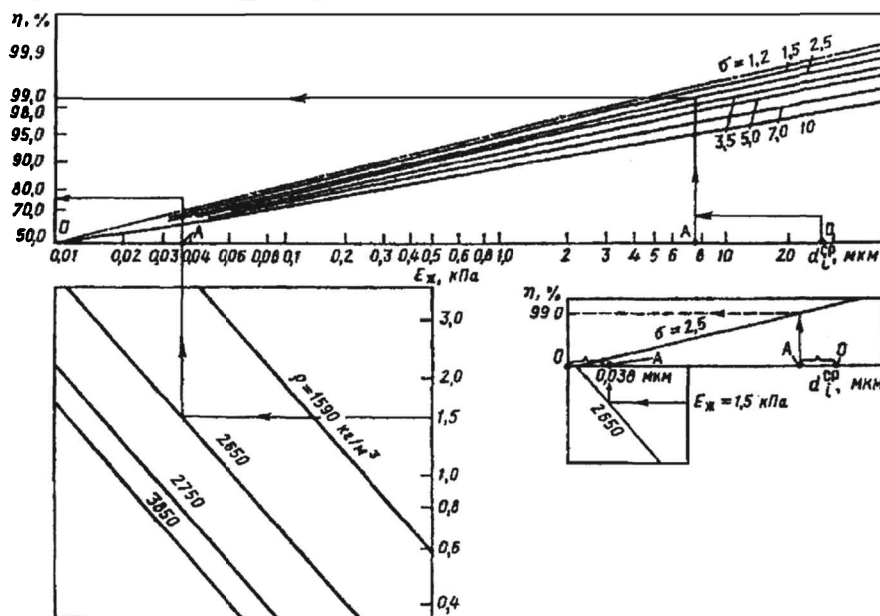


Рис. 3.8. Номограмма для определения степени очистки в трубе Вентури при плотности (кг/м³): частиц кокса – 1590, кварца – 2650, известняка – 2750 и агломерата – 3850

Уточним по формуле (1.25) значение диаметра частиц, улавливаемых на 50 %:

$$d_{50}^d = d_{50}^3 [\rho_n^3 \mu_r^d / (\rho_n^d \mu_r^3)]^{0,5} =$$

$$= 0,012 [2,65 \cdot 1,71 \cdot 10^{-5} / (2,65 \cdot 1,83 \cdot 10^{-5})]^{0,5} \approx 0,012 \text{ мкм.}$$

Откладывая на оси абсцисс номограммы (см. рис. 3.8) отрезок от начала координат до точки A , с учетом величины отрезка OA определяем фракционную степень очистки для частиц среднего размера $d_{cp,i} = (d_{ин} + d_{ик})/2$. Она составит:

$d_{cp,i}$, мкм	1,5	6,5	12,5	197,5
η_{ϕ_i} , %	95	98,5	99,1	99,3

Общая степень очистки воздуха в скруббере по формуле (1.10) будет равна

$$\eta_{\text{общ}} = \sum_{i=1}^{i=n} (g_i \eta_{\phi_i} / 100) = (10 \cdot 95 + 16 \cdot 98,5 + 46 \cdot 99,1 + 18 \cdot 99,3) / 100 = 88,7 \%$$

Пример 3.7. Рассчитать параметры скруббера Вентури по вероятностно-энергетическому методу для очистки пылевых выбросов целлюлозно-бумажного комбината. Медианный диаметр частиц $d_m = 1,1$ мкм, дисперсия $\sigma = 1,7$, плотность $\rho_{ч} = 2740$ кг/м³. Концентрация пыли в газах $C_n = 4,1$ г/м³. Пыль характеризуется склонностью к образованию крупных агломератов и сильной слипаемостью. Смачиваемость пыли 100 %. Количество газовых выбросов составляет $Q_r = 18$ тыс.м³/ч или 5 м³/с. Температура газов $t = 140$ °С. Плотность при заданной температуре выбросов $\rho_r = 0,929$ кг/м³.

Порядок расчета.

1. Принимаем скруббер Вентури с кольцевым сечением горловины марки СВ. Учитывая, что предельно ПДК нетоксичной пыли в воздухе населенных мест составляет $C_{ПДК} = 0,15$ мг/м³, примем содержание пыли на выходе из очистного устройства в пределах $C_k = (10 \dots 15)$ ПДК (порядка 1,5...2 мг/м³), что может быть обеспечено по формуле (1.38) степенью очистки, равной

$$\eta_{\text{общ}} = \frac{C_n - C_k}{C_n} 100 = \frac{4100 - 2,0}{4100} \cdot 100 = 99,95 \%$$

Суточный выброс пыли при этой степени очистки составит:

$$M_{\text{сут}} = C_k Q_r 24 = 2 \cdot 10^{-6} \cdot 18000 \cdot 24 = 1 \text{ кг.}$$

2. По степени очистки газа определяем из таблицы 3.1 необходимое число единиц переноса $N = 7,601$.

3. Из табл. 3.2 принимаем параметры B и k по пыли печей производства черного шелока с предварительным увлажнением: $B = 1,32 \cdot 10^{-3}$; $k = 0,861$.

4. Вычисляем по уравнению (3.3)

$$N = 1,32 \cdot 10^{-3} A^{0,861}$$

требуемую для очистки долю энергозатрат:

$$A = \left(\frac{7,601}{1,32 \cdot 10^{-3}} \right)^{1/0,861} = 23300 \text{ Дж/м}^3$$

или 23300 кДж на 1000 м³ очищаемых газов.

5. Считая пренебрежимыми в формировании осадения пыли затраты энергии на ввод жидкости в трубу Вентури, примем, что основная доля энергии затрачивается в трубе Вентури, а меньшая - в каплеуловителе.

6. Пользуясь приведенными далее данными из табл. 3.6 выписываем характеристики центробежного каплеуловителя с коническим завихрителем для трубы СВ 300/180-1600: скорость газов в свободном сечении каплеуловителя $v_k = 2,5...5$ м/с; диаметр каплеуловителя $D_k = 1600$ мм.

Т а б л и ц а 3.6

Коэффициенты сопротивления циклонов-каплеуловителей	
Тип каплеуловителя	$\zeta_{кв}$
Циклон ЦН-24 с разрывом выхлопной трубы	70
Прямоточный циклон типа ЦВП	30
Малогабаритный прямоточный циклон типа КЦТ	18
Центробежный каплеуловитель с цилиндрическим завихрителем	5
То же, с коническим завихрителем	4

При подсчете сопротивления каплеуловителя $\Delta p_{кв}$ принимаем, что охлаждение газов в скруббере Вентури невелико. Сопротивление каплеуловителя по формуле (1.18) при скорости газового потока $v_{кв} = 3$ м/с и значении $\zeta_{кв}$ будет равно:

$$\Delta p_{кв} = 4 \cdot 3^2 \cdot 0,929 / 2 = 16,7 \text{ Па,}$$

а возможное сопротивление трубы Вентури составит

$$\Delta p_{тр} = A - \Delta p_{кв} = 23283 \text{ Па.}$$

7. Полученная величина сопротивления трубы слишком велика. Установка газодувки или компрессоров приведет к значительным эксплуатационным и материальным затратам. Наибольшее давление порядка $p = 8...10$ кПа при заданной подаче могут создать вентиляторы типа ВЦ 12-49-01, часто используемые в установках газоочистки. Максимальное число единиц переноса, которое можно обеспечить технически приемлемыми средствами, составит по формуле (3.3) для принятого вида пыли:

$$N = B A^k = 1,32 \cdot 10^{-3} (10000)^{0,861} = 3,669.$$

Полученный результат ближе к реальности и с точки зрения максимально достижимого числа единиц переноса в трубе Вентури.

Рассчитанному значению $N = 3,669$ соответствуют степень очистки $\eta_{общ} = 97,5\%$ (см. табл. 3.1), конечная концентрация пыли $C_k = 102,5$ мг/м³ (что в 700 раз выше ПДК_{сс}) и суточный выброс $M_{сут} = 44$ кг. Кроме того, при обработке заданного расхода газа образуется до 18 м³/ч загрязненных стоков. Таким образом, из-за низкой степени осадения пыли и необходимости очистки значительного количества воды обработку выбросов заданного состава в скруббере Вентури нельзя считать оптимальным способом.

Для использования в промышленности на базе оптимальной конфигурации трубы Вентури (рис. 3.9) разработан типоразмерный ряд высоконапорных скрубберов Вентури ГВПВ.

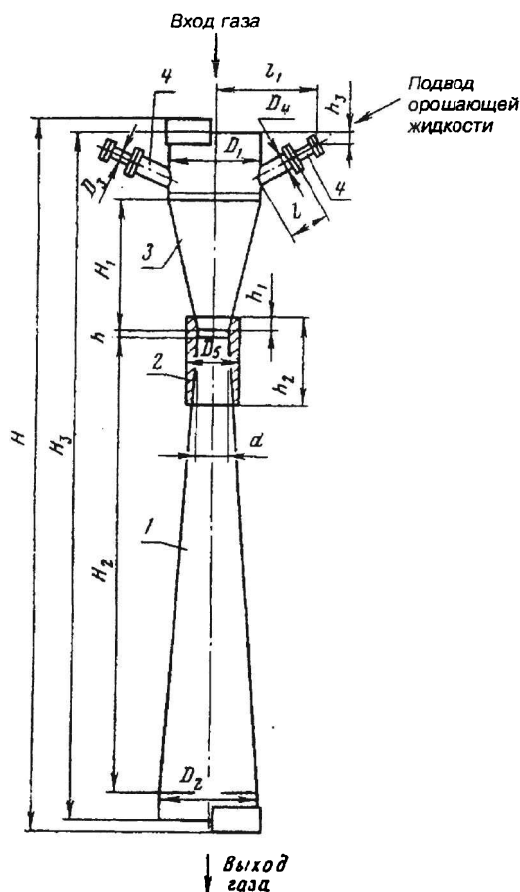


Рис. 3.9. Труба Вентури типа ГВПВ:

1 – диффузор; 2 – горловина; 3 – конфузор; 4 – форсунки

Орошение в трубе Вентури производится через цельнофакельные форсунки, устанавливаемые над конфузором под углом к оси трубы 60° . Аппараты предназначены для очистки газов с температурой до $t = 400^\circ\text{C}$ и начальной запыленностью до $C_n = 30 \text{ г/м}^3$. Содержание взвеси в жидкости, подаваемой на орошение, не должно превышать $C_{ж} \leq 500 \text{ мг/л}$. Основные характеристики аппаратов этого ряда приведены в табл. П.9 приложения. В качестве каплеуловителей для них используются малогабаритные прямоточные циклоны (рис. 3.10).

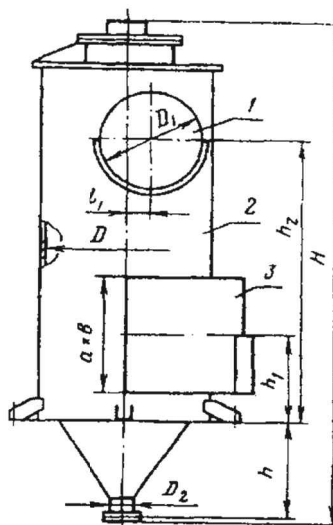


Рис. 3.10. Малогабаритный прямоточный циклон типа КЦТ:

1 – выходной патрубок; 2 - корпус; 3 – входной патрубок

Характеристики типоразмерного ряда каплеуловителей приведены в табл. П.10 приложения.

Пример 3.8. Рассчитать скруббер Вентури энергетическим методом (на примере улавливания сажи в процессе электрокрекинга метана). Исходные данные: массовый расход крекинг-газов, подлежащих очистке, $G_r = 2$ кг/с; температура газов перед скруббером $t_r' = 35$ °С; концентрация сажи на входе в скруббер $C_n = 0,3$ г/м³; необходимая концентрация сажи на выходе из скруббера $C_k = 0,015$ г/м³; абсолютное давление газов перед скруббером $p_r' = 200$ кПа; температура осветленной воды, поступающей на орошение $t_{ж}' = 30$ °С; напор воды $p_{ж} = 300$ кПа; содержание взвеси в осветленной воде $C_{ж} = 50 \dots 60$ мг/кг.

Требуется определить:

- геометрические параметры трубы Вентури и каплеуловителя;
- сопротивление скруббера Вентури Δp ;
- расход воды на орошение трубы Вентури L .

Порядок расчета.

1. Выбираем, учитывая небольшую производительность аппарата по очищаемым газам и высокие требования эффективности очистки, конструкцию скруббера Вентури, состоящую из трубы-распылителя, выполненной в виде трубы Вентури типа ГВПВ, малогабаритного прямооточного циклона-каплеуловителя. Орошение трубы Вентури осуществляется через цельнофакельную форсунку.

2. Определяем эффективность аппарата по формуле (1.38):

$$\eta = \frac{0,3 - 0,015}{0,3} = 0,916,$$

число единиц переноса по формуле (3.2):

$$N = \ln \frac{1}{1 - 0,916} = 2,47.$$

3. Используя уравнение (3.3) энергетической зависимости для данного процесса

$$N_{\text{ч}} = 10^{-5} \cdot K_{\text{ч}}^{1,36}, \quad (3.34)$$

находим удельную энергию, затрачиваемую на пылеулавливание:

$$A = 9340 \text{ кДж/1000м}^3.$$

3. Затраты энергии A для скруббера Вентури такого типа выражаются уравнением:

$$A = \Delta p_{\text{тр}} + \Delta p_{\text{кы}} + p_{\text{ж}} m, \quad (3.35)$$

где $\Delta p_{\text{тр}}$ — гидравлическое сопротивление трубы Вентури, Па; $\Delta p_{\text{кы}}$ - гидравлическое сопротивление каплеуловителя, Па; m — удельное орошение трубы Вентури, м³/м³.

5. Удельное орошение трубы Вентури, учитывая большое значение A , принимаем $m = 10^{-3}$ м³/м³.

6. Определяем плотность крекинг-газов на входе в скруббер по уравнению состояния идеальных газов:

$$\rho'_r = 1,293 \cdot \frac{273}{10,1 \cdot 10^4 (273 + t'_r)} = 0,893 \text{ кг/м}^3.$$

7. Рассчитываем объемный расход газов, поступающих в скруббер:

$$Q'_r = \frac{G_r}{\rho'_r} = \frac{2}{0,893} = 2,24 \text{ м}^3/\text{с}.$$

8. Расход орошающей воды составит

$$L = Q'_r m \rho_{\text{ж}} = 2,24 \cdot 10^{-3} \cdot 1000 = 2,24 \text{ кг/с}.$$

9. Вычисляем гидравлическое сопротивление скруббера Вентури по формуле (3.35):

$$\Delta p = \Delta p_{\text{тр}} + \Delta p_{\text{ку}} = A - p_{\text{ж}} m = 9340 - 300000 \cdot 10^{-3} = 9040 \text{ Па}.$$

10. Рассчитываем объемный расход газов на выходе из скруббера:

$$Q''_r = \frac{G_r}{\rho'_r} = \frac{2}{0,893} = 2,25 \text{ м}^3/\text{с}.$$

11. Скорость газов в сечении прямооточного циклона-каплеуловителя $v_{\text{ку}}$, согласно рекомендациям, принимаем равной 4,5 м/с.

12. Определяем диаметр циклона-каплеуловителя:

$$D_{\text{ку}} = 1,13 \sqrt{\frac{Q''_r}{v_{\text{ку}}}} = 1,13 \sqrt{\frac{2,25}{4,5}} = 0,8 \text{ м}.$$

В соответствии с типоразмерным рядом, разработанным на каплеуловители, принимаем диаметр $D_{\text{ку}} = 800 \text{ мм}$.

13. Гидравлическое сопротивление циклона-каплеуловителя составит

$$\Delta p_{\text{ку}} = \zeta_{\text{ку}} v_{\text{ку}}^2 \rho_r / 2 = 20 \cdot 4,5^2 \cdot 0,893 / 2 = 170 \text{ Па},$$

где $\zeta_{\text{ку}} = 20$ — коэффициент гидравлического сопротивления циклона-каплеуловителя.

14. Находим гидравлическое сопротивление трубы Вентури:

$$\Delta p_{\text{тр}} = \Delta p - \Delta p_{\text{ку}} = 9040 - 170 = 8870 \text{ Па}.$$

15. Параметры трубы Вентури целесообразно рассчитывать по условиям выхода. Учитывая незначительное гидравлическое сопротивление циклона-каплеуловителя, плотность газов на выходе из трубы Вентури принимаем ρ_r' .

16. Коэффициент гидравлического сопротивления сухой трубы Вентури ζ_c принимаем равным 0,15.

17. Коэффициент гидравлического сопротивления, учитывающий введение в трубу Вентури орошающей жидкости при $l = 0,15 d_3$:

$$\zeta_{\text{ж}} = 0,63 \cdot 0,15 m^{-0,3} = 0,63 \cdot 0,15 \cdot (10^{-3})^{-0,3} \approx 0,75$$

18. Определяем скорость газов в горловине трубы Вентури:

$$v_r = \sqrt{\frac{2 \Delta p_{тр}}{\zeta_{сух} \rho_r + \zeta_{ж} \rho_{ж} m}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 8870}{0,15 \cdot 0,893 + 0,75 \cdot 1000 \cdot 10^{-3}}} = 142 \text{ м/с.}$$

19. Рассчитываем диаметр горловины трубы Вентури:

$$D_r = 1,13 \sqrt{\frac{Q_r}{v_r}} = 1,13 \sqrt{\frac{2,25}{142}} \approx 0,14 \text{ м.}$$

Выбираем трубу Вентури с диаметром горловины $D_r = 135 \text{ мм}$.

Пример 3.9. Определить фракционный и общий коэффициент очистки, а также гидравлическое сопротивление скруббера Вентури при улавливании аэрозоля, если условия очистки воздуха характеризуются следующими данными: $\rho_{ч} = 2600 \text{ кг/м}^3$; $\rho_r = 1 \text{ кг/м}^3$; $v_r = 20 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$; расход очищаемого воздуха $Q_r = 5000 \text{ м}^3/\text{ч}$; удельный расход жидкости $m = 0,5 \text{ л/м}^3$ ($0,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^3$ газа).

Дисперсный состав аэрозоля:

d_i , мкм	0...1	1...2	2...3	3...4
g_i , %	45	30	15	10

Решение. Приняв скорость воздуха в горловине трубы Вентури $v_r = 80 \text{ м/с}$, определим диаметр горловины из уравнения расхода:

$$D_r = \sqrt{\frac{4 \cdot 5000}{3600 \cdot 3,14 \cdot 80}} = 0,15 \text{ м.}$$

Остальные размеры скруббера Вентури определяют из соотношения на рис. 3.6. Средний диаметр образующихся капель жидкости определим по формуле (3.22):

$$d_k = \frac{4870}{80} + 28 \cdot 0,5^{1,5} = 60,9 + 12,5 = 73,4 \text{ мкм.}$$

Находим по формуле (3.23) критерий Стокса для отдельных фракций пыли:

- для фракции $d_1 = 1 \text{ мкм}$

$$\text{Stk}_1 = \frac{2600 \cdot 80 \cdot (1 \cdot 10^{-6})^2}{18 \cdot 20 \cdot 10^{-6} \cdot 1 \cdot 73,4 \cdot 10^{-6}} = 7,9;$$

- для фракции $d_2 = 2 \text{ мкм}$

$$\text{Stk}_2 = \frac{2600 \cdot 80 \cdot (2 \cdot 10^{-6})^2}{18 \cdot 20 \cdot 10^{-6} \cdot 1 \cdot 73,4 \cdot 10^{-6}} = 31,1;$$

- для фракции $d_3 = 3 \text{ мкм}$

$$\text{Stk}_3 = \frac{2600 \cdot 80 \cdot (3 \cdot 10^{-6})^2}{18 \cdot 20 \cdot 10^{-6} \cdot 1 \cdot 73,4 \cdot 10^{-6}} = 70,8;$$

- для фракции $d_4 = 4 \text{ мкм}$

$$\text{Stk}_4 = \frac{2600 \cdot 80 \cdot (4 \cdot 10^{-6})^2}{18 \cdot 20 \cdot 10^{-6} \cdot 1 \cdot 73,4 \cdot 10^{-6}} = 125,9.$$

ГЛАВА 3. Мокрые пылеуловители

Определим по формуле (3.24) фракционный коэффициент очистки:

- для фракции $d_1 = 1$ мкм

$$\eta_{\phi 1} = 1 - \frac{1}{e^{1,56 \cdot 10^3 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} \sqrt{7,9}}} = 1 - 0,1106 = 0,8894 \text{ (88,94\%);}$$

- для фракции $d_2 = 2$ мкм

$$\eta_{\phi 2} = 1 - \frac{1}{e^{1,56 \cdot 10^3 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} \sqrt{31,1}}} = 1 - 0,0131 = 0,9869 \text{ (98,69\%);}$$

- для фракции $d_3 = 3$ мкм

$$\eta_{\phi 3} = 1 - \frac{1}{e^{1,56 \cdot 10^3 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} \sqrt{70,8}}} = 1 - 0,0014 = 0,9986 \text{ (99,86\%);}$$

- для фракции $d_4 = 4$ мкм

$$\eta_{\phi 4} = 1 - \frac{1}{e^{1,56 \cdot 10^3 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} \sqrt{125,9}}} = 1 - 0,0002 = 0,9998 \text{ (99,98\%).}$$

Зная фракционные коэффициенты очистки воздуха, подсчитываем по формуле (1.10) общую степень улавливания пыли в скруббере Вентури:

$$\eta_{\text{общ}} = \frac{88,94 \cdot 45}{100} + \frac{98,69 \cdot 30}{100} + \frac{99,86 \cdot 15}{100} + \frac{99,98 \cdot 10}{100} = 40,02 + 29,61 + 14,98 + 10,00 = 94,61\%.$$

Затем определяем гидравлическое сопротивление скруббера Вентури, принимая $\zeta_r = 0,3$. По табл. 3.4. находим величину произведения $\zeta_{ж} m$ для условий, когда $m = 0,5$ л/м³ и $v_r = 80$ м/с. Она составляет 0,3.

Тогда по формуле (3.25) общее сопротивление трубы Вентури составит

$$\Delta p_{\text{общ}} = (0,3 + 0,3) \frac{1,0 \cdot 80^2}{2} = 1920 \text{ Па.}$$

Контрольные задачи

Задача 3.1. Определить расход воды на пенный аппарат и гидравлическое сопротивление решетки и слоя пены на ней, если количество улавливаемой пыли $G_{\text{п}} = 3110$ кг/сут, отношение расхода пыли (кг/с) к поглощающей ее воде L (кг/с), $G_{\text{п}}/L = 0,2$, толщина решетки $\delta = 5$ мм, коэффициент сопротивления решетки $\zeta = 1,45$, диаметр отверстий в решетке $d_o = 5$ мм, «живое» сечение решетки 20 %, температура воздуха $t_b = 20$ °С и высота исходного слоя воды на решетке $h_o = 30$ мм.

Задача 3.2. Определить высоту исходного слоя h_o воды на решетке пенного аппарата, если высота слоя пены на ней $H_{\text{п}} = 150$ мм. Воздух в количестве $Q_r = 1$ м³/с проходит через аппарат диаметром $D_a = 0,9$ м.

Задача 3.3. Определить гидравлическое сопротивление Δp однополочного пенного аппарата. «Живое» сечение полки равно 10 %; отверстия на ней диаметром $d_o = 5$ мм. Скорость воздуха, отнесенная к полному сечению аппарата $v_r = 1$ м/с. Высота исходного слоя воды на решетке $h_o = 35$ мм. Толщина решетки $\delta = 5$ мм. Процесс протекает при температуре $t = 40$ °С. Силами поверхностного натяжения пренебречь.

Задача 3.4. Определить основные размеры прямоугольного пенного пылеуловителя для очистки $Q_r = 50000 \text{ м}^3/\text{ч}$ газа (при нормальных условиях) от пыли при температуре $t = 80^\circ\text{C}$ и атмосферном давлении. Запыленность газа на входе в аппарат $C_n = 0,01 \text{ кг/м}^3$, степень очистки $\eta = 0,99$. Скорость газа в сечении аппарата $v_r = 2,3 \text{ м/с}$, удельный расход воды $m = 0,146 \text{ л/м}^3$, скорость газа в отверстиях решетки $v_o = 12 \text{ м/с}$, высота исходного слоя воды на решетке $h_0 = 0,015 \text{ м}$.

Задача 3.5. Рассчитайте гидродинамическое сопротивление Δp и эффективность η очистки воздуха от маргеновской пыли с помощью скруббера Вентури при следующих условиях: коэффициент гидродинамического сопротивления сухой трубы Вентури $\zeta_c = 0,15$; плотность газа в горловине трубы $\rho_r = 0,9 \text{ кг/м}^3$; скорость газа в горловине $v_r = 100 \text{ м/с}$; массовый расход газа $G_r = 1 \text{ кг/с}$; запыленность газа на входе в аппарат $C_n = 1,5 \text{ г/м}^3$; массовый расход орошающей жидкости $L = 0,89 \text{ кг/с}$; удельный расход жидкости $m = 0,8 \text{ л/м}^3$; избыточное давление жидкости в распылителе $p_{\text{ж}} = 300 \text{ кПа}$, плотность жидкости $\rho_{\text{ж}} = 1000 \text{ кг/м}^3$.

Глава 4. Электрофильтры

Электрофильтр относится к наиболее эффективным пылеулавливающим аппаратам. Эффективность очистки достигает 99,9 % в широких пределах концентраций (от нескольких мг/м³ до 200 г/м³) и дисперсности частиц (до долей мкм) и невысокой затрате электроэнергии (около 0,1...0,5 кВт-ч на 1000 м³ газов). Электрофильтр может обеспыливать влажную и коррозионноактивную газовую среду с температурой до 500 °С. Производительность электрофильтров достигает сотен тысяч очищаемого газа.

В электрофильтре очистка газов от твердых и жидких частиц происходит под действием электрических сил. Частицам сообщается электрический заряд, и они под действием электрического поля осаждаются из газового потока.

Основными элементами электрофильтра являются коронирующий и осадительный электроды. Первый электрод в простейшем виде представляет собой проволоку, натянутую в трубке или между пластинами, второй - поверхность трубки или пластины, окружающей коронирующий электрод.

На коронирующие электроды подается постоянный ток высокого напряжения 30...60 кВ. Коронирующий электрод обычно имеет отрицательную полярность, осадительный электрод заземлен.

Конструктивно электрофильтры могут быть с корпусом прямоугольной или цилиндрической формы. Внутри корпусов смонтированы осадительные и коронирующие электроды, а также механизмы их встряхивания, изоляторные узлы, газораспределительные устройства. Часть электрофильтра, в которой размещены электроды, называют *активной зоной*.

В зависимости от направления движения газа электрофильтры подразделяют на горизонтальные и вертикальные. Вертикальные аппараты занимают в плане значительно меньше места, но при прочих равных условиях коэффициенты очистки в них ниже (рис. 4.1). Активная длина поля вертикального электрофильтра совпадает с активной высотой его электродов.

Электрофильтры подразделяют на сухие и мокрые. К *мокрым* относят аппараты, улавливающие жидкие или значительно увлажненные твердые частицы, а также электрофильтры, электроды которых очищаются самотеком (конденсатом уловленного жидкого аэрозоля) или посредством смывки осевших частиц жидкостью. К *сухим* относят электрофильтры, улавливающие сухие твердые частицы, которые удаляют с электродов посредством встряхивания через определенные промежутки времени.

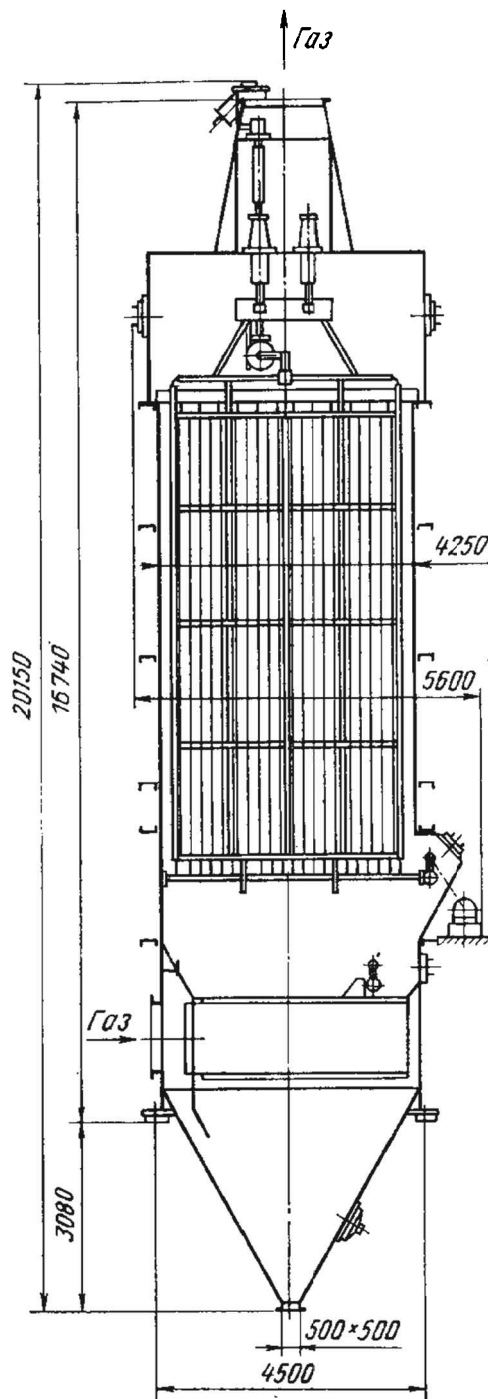


Рис. 4.1. Вертикальный электрофильтр

Все мокрые электрофильтры, нашедшие применение в промышленности, имеют вертикальную компоновку. Сухие аппараты могут быть как вертикальными, так и горизонтальными.

Конструктивные характеристики горизонтальных электрофильтров, предназначенных для сухой очистки газов от пылей, приведены в табл. П.11 приложения.

Теоретическую степень очистки газов η в электрофильтре можно рассчитать по следующим формулам, %:

- для пластинчатого электрофильтра

$$\eta = 100 \left[1 - \exp \left(-\frac{w_d L}{v_r \delta} \right) \right], \quad (4.1)$$

- для трубчатого электрофильтра

$$\eta = 100 \left[1 - \exp \left(-\frac{2 w_d L}{v_r R} \right) \right], \quad (4.2)$$

где w_d — скорость движения частиц к осадительным электродам (скорость дрейфа частиц), м/с; v_r — скорость газов в активном сечении электрофильтра, т. е. в свободном сечении для прохода газов, м/с, L — активная длина электрофильтра, т. е. протяженность электрического поля в направлении хода газов (в вертикальных электрофильтрах совпадает с высотой электродов), м; R — радиус трубчатого осадительного электрода, м; δ — расстояние между коронирующим и пластинчатым осадительным электродом (межэлектродный промежуток), м.

В пределах применимости формулы Стокса скорость дрейфа w_d рассчитывают по следующим формулам, м/с:

- для частиц диаметром $d_{\text{ч}} \geq 1$ мкм

$$w_d = \frac{0,118 \cdot 10^{-10} E^2 d_{\text{ч}}}{2 \mu_r}; \quad (4.3)$$

- для частиц диаметром $d_{\text{ч}} \leq 1$ мкм

$$w_d = \frac{0,17 \cdot 10^{-11} E C_K}{\mu_r}, \quad (4.4)$$

где E — напряженность электрического поля в электрофильтре, В/м; $d_{\text{ч}}$ — диаметр частицы, м; μ_r — динамический коэффициент вязкости газа, Па·с; C_K — поправка Кенингема—Милликена, $C_K = 1 + \frac{2\lambda}{d_{\text{ч}}} \left(1,257 + 0,4 e^{-0,55 \frac{d_{\text{ч}}}{\lambda}} \right)$; λ — длина среднего свободного пробега молекул газа, (для воздуха при $t = 20$ °С и нормальном атмосферном давлении $\lambda = 6,5 \cdot 10^{-8}$ м).

Для упрощенных расчетов используется модифицированная формула

$$\eta = 1 - \exp \left(-K_y \alpha \beta^{0,42} \right), \quad (4.5)$$

где K_y - параметр вторичного уноса; α - безразмерный параметр, величина которого зависит от соотношения площадей активной и неактивной зон электрофильтра; β - безразмерный параметр, зависящий от соотношения электрических и аэродинамических сил.

Важнейшим фактором, влияющим на размеры электрофильтров, является время осаждения $\tau_{\text{ос}}$, необходимое для того, чтобы улавливаемая частица достигла осадительного электрода. Эту величину определяют соотношением:

$$\tau_{\text{ос}} = \delta / w_d, \quad (4.6)$$

где δ - расстояние между коронирующим и осадительным электродами, м; w_d - скорость дрейфа (средняя условная скорость движения частиц по направлению к осадительным электродам), м/с.

Время осаждения τ_{oc} должно быть всегда меньше общего времени пребывания $\tau_{пр}$ частиц в воздушном потоке, проходящем через электрофильтр, т. е. условие нормальной работы электрофильтра имеет вид:

$$\tau_{oc} \leq \tau_{пр} \quad (4.7)$$

Величину $\tau_{пр}$ можно выразить следующим образом:

$$\tau_{пр} = L / v_r \quad (4.8)$$

где L - путь движения запыленного газа в аппарате, м; v_r - средняя расходная скорость движения газа в фильтре, м/с.

В электрофильтрах улавливают частицы размером несколько микрометров, поэтому без большой погрешности можно допустить, что скорость движения частиц с потоком газа равна средней расходной скорости газа в аппарате. Тогда, приравняв правые части уравнений (4.6) и (4.8), получим выражение для определения предельной величины средней расходной скорости газа сквозь фильтр:

$$v_r = w_d L / \delta. \quad (4.9)$$

Для частиц размером $d_q = 2...50$ мкм теоретическим путем было получено следующее уравнение для расчета скорости дрейфа:

$$w_d = 0,059 \cdot 10^{-10} E^2 d_q / \mu_r, \quad (4.10)$$

где E - напряженность электрического поля осаждения, В/м; μ_r - динамическая вязкость газа при рабочей температуре, Па·с.

Однако на практике скорость дрейфа обычно оказывается в полтора-два раза ниже теоретической. Тогда необходимую площадь S (м²) активного сечения электрофильтра можно найти по зависимости:

$$S = k_3 \frac{Q_r}{3600 w_d} \cdot \frac{\delta}{L}, \quad (4.11)$$

где $k_3 = 1,5...2$ - коэффициент запаса; Q_r - расход очищаемых газов, м³/ч.

По рассчитанной величине площади активного сечения подбирают серийно выпускаемый электрофильтр той или иной серии.

Степень очистки (%) может быть также рассчитана по уравнению:

$$\eta = [1 - \exp(-w_d s)] \cdot 100, \quad (4.12)$$

где s - удельная площадь поверхности осаждения электрофильтра, м²/(м³·с).

В общем случае для любого электрофильтра

$$s = S_{oc} / Q_r, \quad (4.13)$$

где S_{oc} - общая площадь осадительных электродов, м².

Пример 4.1. Требуется рассчитать площадь активного сечения и подобрать электрофильтр для очистки от пыли $Q_r = 50000$ м³/ч газов печей обжига медных концентратов.

ГЛАВА 4. Электрофильтры

Решение. Скорость газов в электрическом поле в соответствии с практикой эксплуатации принимаем $v_r = 0,45$ м/с. Тогда необходимая площадь активного сечения электрофильтров в рассматриваемом случае по уравнению расхода

$$S_a = \frac{Q_r}{3600 v_r} = \frac{50000}{3600 \cdot 0,45} = 30,9 \text{ м}^2.$$

Устанавливаем два электрофильтра типа ЭГА-10-6, площадь активного сечения каждого $16,5 \text{ м}^2$ (см. табл. П.11 приложения).

Пример 4.2. Требуется рассчитать степень улавливания пыли из газов агломерационной машины свинцового производства в электрофильтре при следующих исходных данных: состав газов близок к атмосферному воздуху; температура газов $t = 80$ °С; средний диаметр частиц пыли $d_q = 0,47$ мкм ($0,47 \cdot 10^{-6}$ м); скорость газов в электрофильтре $v_r = 0,4$ м/с; расстояние между плоскостями осадительных и коронирующих электродов $\delta = 12,5$ см. В электрофильтре поддерживают разность потенциалов между коронирующими и осадительными электродами $U = 50000$ В; площадь активного сечения электрофильтра $S_a = 8 \text{ м}^2$.

Решение. Средняя напряженность поля E примерно равна

$$E = U/\delta = 50000/12,5 = 4000 \text{ В/см} = 4 \cdot 10^5 \text{ В/м}.$$

Для нахождения динамической вязкости газов воспользуемся табл. П.1 приложения: при 80 °С $\mu_r = 20,9 \cdot 10^{-6}$ Па·с.

Подставим эти значения в формулу (4.4) при $C_K = 1$:

$$w_d = \frac{0,17 \cdot 10^{-11} E C_K}{\mu_r} = \frac{0,17 \cdot 10^{-11} \cdot 4 \cdot 10^5 \cdot 1}{20,9 \cdot 10^{-6}} = 0,0326 \text{ м/с}.$$

Данная скорость очень мала, что связано с высокой дисперсностью частиц пыли, содержащихся в газе ($d_q = 0,47$ мкм).

Степень улавливания пыли в электрофильтре найдем по формуле (4.12).

Удельная площадь осаждения s по формуле (4.13) равна площади осадительных электродов, деленной на газовую нагрузку ($\text{м}^3/\text{с}$).

Электрофильтр состоит из трех последовательно расположенных электрических полей ($n_{\text{п}} = 3$); в каждом поле восемь осадительных пластин ($m_{\text{пл}} = 8$); в каждой пластине два ряда прутков ($k_{\text{пр}} = 2$); длина прутка $l_{\text{пр}} = 2,1$ м; при шаге $\xi = 15$ мм в одной пластине длиной $L_{\text{пл}} = 2$ м установлено $N_{\text{пр}} = 133 \cdot 2 = 266$ прутков диаметром $d_{\text{пр}} = 8$ мм.

Отсюда площадь осадительных электродов равна

$$S_{\text{ос}} = n_{\text{п}} m_{\text{пл}} N_{\text{пр}} l_{\text{пр}} (d_{\text{пр}} \pi) = 3 \cdot 8 \cdot 266 \cdot 2,1 \cdot 0,008 \cdot 3,14 = 340 \text{ м}^2.$$

Газовая нагрузка электрофильтра составляет

$$Q_r = v_r S_a = 0,4 \cdot 8 = 3,2 \text{ м}^3/\text{с},$$
$$s = S_{\text{ос}} / Q_r = 340/3,2 = 106 \text{ м}^2/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$$

и по формуле (4.12)

$$\eta = 1 - e^{-w_d s} = 1 - e^{-0,0326 \cdot 106} = 1 - e^{-3,45} = 0,97 \text{ (97 \%)}.$$

На практике подтверждено, что фактическая скорость дрейфа по разным причинам отличается от рассчитанной теоретически, поэтому практически коэффициент полезного действия (кпд) электрофильтра может быть значительно ниже расчетного.

Пример 4.3. Подобрать электрофильтр для очистки отходящего запыленного сушильного агента после барабанной сушилки, если сушильный агент имеет температуру $t = 120$ °С, размер частиц в потоке газа лежит в диапазоне $d_{\text{ч}} = 5 \dots 40$ мкм, объем очищаемого потока газа равен $Q_{\text{г}} = 60000$ м³/ч, степень очистки его должна быть $\eta \geq 99,8$ %.

Решение. Определим по формуле (4.10) скорость дрейфа частиц размером 5 и 40 мкм. Напряженность электрического поля в ходе очистки примем равной $E = 30 \cdot 10^4$ В/м, что характерно для электрофильтров сухой очистки:

$$\begin{aligned}w_{\text{д.5}} &= 0,059 \cdot 10^{-10} E^2 d_{\text{ч}} / \mu_{\text{г}} = \\&= 0,059 \cdot 10^{-10} (30 \cdot 10^4)^2 5 \cdot 10^{-6} / 2,25 \cdot 10^{-5} = 0,118 \text{ м/с}; \\w_{\text{д.40}} &= 0,059 \cdot 10^{-10} (30 \cdot 10^4)^2 40 \cdot 10^{-6} / 2,25 \cdot 10^{-5} = 0,944 \text{ м/с}.\end{aligned}$$

Примем скорость газа в активном сечении электрофильтра $v_{\text{г}} = 1$ м/с.

Определим время, необходимое для осаждения частиц размером 5 мкм, так как они имеют в 8 раз меньшую скорость дрейфа. Предварительно выбираем электрофильтр типа ЭГА с расстоянием между коронирующим и осадительным электродами $\delta = 150$ мм, нуль движения запыленного потока в электрофильтре равен $L = 8,5$ м. Расчет $\tau_{\text{ос}}$ проводим по формуле (4.6):

$$\tau_{\text{ос.5}} = \delta / w_{\text{д.5}} = 0,150 / 0,118 = 1,27 \text{ с}.$$

Рассчитаем по формуле (4.11) при $k_3 = 1$ минимально необходимую площадь активного сечения электрофильтра :

$$S_{\text{а}} = Q_{\text{г}} / (3600 v_{\text{г}}) = 60000 / (3600 \cdot 1,0) = 16,65 \text{ м}^2.$$

По найденной площади активного сечения (см. табл. П.11 приложения) выбираем электрофильтр ЭГА-1-12-6-5-2 (обозначения: 1 – число секций; 12 – число газовых проходов; 6 – высота электродов, м; 5 – число элементов в осадительном электроде; 2 – число электродных полей) с фактической площадью активного сечения $S_{\text{а}} = 19,8$ м² и площадью осаждения $S_{\text{ос}} = 952$ м².

Удельная площадь осаждения электрофильтра по формуле (4.13):

$$s = \frac{S_{\text{ос}}}{Q_{\text{г}} / 3600} = \frac{952}{60000 / 3600} = 57,2 \text{ м}^2 / (\text{м}^3 \cdot \text{с}).$$

Степень очистки сушильного агента в данном электрофильтре определяем по формуле (4.12):

$$\eta = [1 - \exp(-w_{\text{д}} s)] \cdot 100\% = [1 - \exp(-0,118 \cdot 57,2)] \cdot 100\% = 99,88\%.$$

Полученная величина степени очистки выше заданной, поэтому выбранный тип электрофильтра обеспечит необходимую степень пылеочистки.

Проверяем необходимое условие осаждения частиц в данном электрофильтре. Средняя скорость движения в электрофильтре с горизонтальным движением потока запыленного газа

ГЛАВА 4. Электрофильтры

лежит в пределах 0,5...1 м/с. Для проверки необходимого условия осаждения примем верхний предел скорости движения газового потока, тогда по формуле (4.8)

$$\tau_{\text{пр}} = L/v_r = 8,5/1,0 = 8,5 \text{ с.}$$

Таким образом, $\tau_{\text{ос}} < \tau_{\text{пр}}$, что говорит о том, что фильтр выбран правильно.

Вычисление ориентировочной степени очистки выбросов в сухих электрофильтрах от пыли, имеющей средние значения удельного электрического сопротивления (УЭС), можно выполнять по формуле (4.5).

Порядок расчета.

1. Величину уноса K_y при встряхивании осадительных электродов находят из выражения:

$$K_y = 1 - 0,275 v_0^{0,35} h_0^{0,54} \exp(-1,72 m_0), \quad (4.14)$$

где v_0, h_0, m_0 - относительные скорость газа, высота и пылеемкость осадительных электродов, вычисляемые как отношения действительных значений указанных характеристик к базовым, принимаемым соответственно 1 м/с, 8 м и 1 кг/м².

Если известен интервал времени между встряхиваниями, то можно по расходу газов и начальной запыленности оценить пылеемкость электродов. Для этого можно воспользоваться данными табл. 4.1.

Т а б л и ц а 4.1

Пылеемкость электродов электрофильтров

Типы и типоразмеры электрофильтров	Число		Скорость газов, м/с	Начальная запыленность, г/м ³	Интервалы между встряхиваниями, мин
	полей	элементов в осадительном электроде			
ЭГА1-20, ЭГА	3	4	1	90	8
1-30, ЭГА 1-40	2	6	То же	То же	8
ЭГА (все остальные типоразмеры)	2	4	1	90	8
	2	6	То же	То же	12
	3	4	"-	"-	12
	4	4	"-	"-	16
	3	6	"-	"	18
	4	6	"-	"	24
ЭГГ	3	-	1	40	30
	4	-	То же	То же	40
УГТ1-40-3	3	-	1	50	24
ЭГ-КЭН	3	-	1	90	18
	4	-	То же	То же	16
ЭГ2-2-4-37СРК	2	-	1	7	60...120
УГМ	2	-	1	60	12
УВ	-	-	1	15	30
ЭВВ	-	-	1	20	30

При расчете степени очистки дымовых газов энергетических парогенераторов от золы с удельным электрическим сопротивлением в пределах $\rho = (106...1010)$ Ом.м пылеемкость осадительных электродов m можно принимать по графику рис. 4.2.

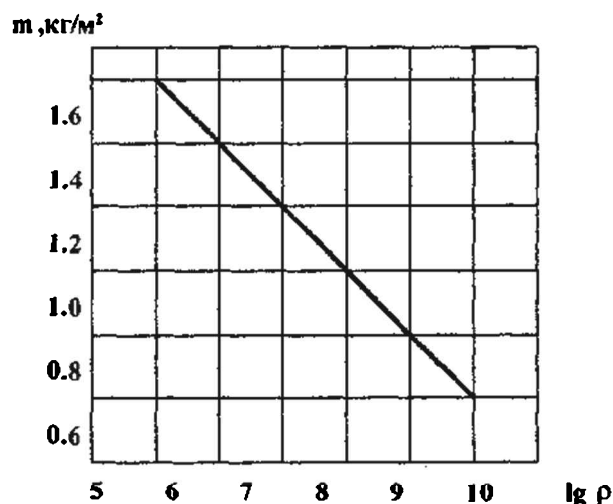


Рис. 4.2. Пылеемкость осадительных электродов

2. Величину конструктивного параметра A принимаем по данным табл. 4.2 или 4.3, составленных для значений относительных площадей $S_{\text{отн}}$ (отношения площади активной зоны к площади поперечного сечения корнуса) соответственно. Для электрофильтров марок ЭГА, ЭГТ и подобных им горизонтальных конструкций $S_{\text{отн}}$ можно принять равной 0,9. Значение $S_{\text{отн}} = 1$ подходит для трубчатых вертикальных электрофильтров с незначительными зазорами между внешней поверхностью осадительных электродов и корнусом, а также для горизонтальных электрофильтров с клапанами для перекрытия боковых, верхних и нижних промежутков между активной зоной и корнусом.

Т а б л и ц а 4.2

Значения параметра A для конструкций электрофильтров ($S_{\text{отн}} = 0,9$)					
Коэффициент k	Дисперсия пыли σ				
	1,0	1,25	1,50	1,75	2,0
0	1,970	1,824	1,710	1,605	1,514
0,05	2,080	1,970	1,850	1,730	1,660
0,10	2,160	2,060	1,970	1,865	1,774
0,15	2,235	2,140	2,055	1,970	1,870
0,20	2,299	2,210	2,129	2,078	1,990
0,25	2,340	2,265	2,185	2,125	2,055
0,30	2,370	2,305	2,230	2,185	2,120
0,35	2,400	2,340	2,275	2,225	2,185
0,40	2,425	2,374	2,315	2,260	2,234
0,50	2,465	2,420	2,370	2,325	2,300
0,60	2,495	2,450	2,415	2,385	2,360
0,70	2,515	2,487	2,450	2,420	2,330
0,80	2,530	2,516	2,480	2,445	2,416

Окончание табл. 4.2

Коэффициент k	Дисперсия пыли σ					
	2,50	3,0	3,50	4,0	4,50	5,0
0	1,330	1,200	1,078	0,986	0,900	0,843
0,05	1,480	1,366	1,280	1,206	1,150	1,114
0,10	1,620	1,520	1,450	1,394	1,360	1,329
0,15	1,745	1,635	1,585	1,542	1,485	1,475
0,20	1,885	1,800	1,730	1,663	1,625	1,586
0,25	1,950	1,878	1,825	1,750	1,715	1,690
0,30	2,025	1,965	1,910	1,850	1,825	1,800
0,35	2,095	2,045	1,990	1,940	1,905	1,880
0,40	2,170	2,120	2,050	2,020	1,975	1,946
0,50	2,250	2,200	2,160	2,130	2,090	2,060
0,60	2,290	2,260	2,240	2,210	2,190	2,160
0,70	2,330	2,290	2,260	2,230	2,1%	2,170
0,80	2,370	2,313	2,270	2,243	2,200	2,177

Т а б л и ц а 4.3

Значения параметра A для конструкции электрофильтров ($S_{отн} = 1$)

Коэффициент k	Дисперсия пыли σ					
	1,0	1,10	1,25	1,35	1,50	1,75
0	3,625	3,450	3,275	3,100	2,920	2,650
0,05	3,898	3,710	3,556	3,400	3,225	2,950
0,10	4,125	3,985	3,810	3,625	3,475	3,250
0,15	4,340	4,185	4,025	3,835	3,690	3,470
0,20	4,451	4,375	4,210	4,040	3,880	3,690
0,25	4,695	4,435	4,375	4,200	4,040	3,865
0,30	4,820	4,690	4,540	4,380	4,205	4,035
0,35	4,960	4,825	4,670	4,500	4,345	4,195
0,40	5,070	4,945	4,790	4,635	4,480	4,340
0,45	5,140	5,040	4,900	4,750	4,590	4,470
0,50	5,215	5,120	4,975	4,840	4,685	4,595
0,55	5,270	5,190	5,055	4,935	4,805	4,700
0,60	5,315	5,240	5,125	5,005	4,890	4,790
0,65	5,365	5,290	5,180	5,070	4,955	4,865

0,70	5,410	5,330	5,230	5,125	5,020	4,930
0,75	5,450	5,365	5,270	5,180	5,075	4,970
0,80	5,475	5,400	5,300	5,220	5,120	5,000

Коэффициент <i>k</i>	Дисперсия пыли σ						
	2,0	2,25	2,5	3,0	3,5	4,0	4,5
0	2,400	2,200	1,950	1,690	1,450	1,269	1,165
0,05	2,744	2,620	2,430	2,200	1,995	1,840	1,730
0,10	3,086	2,915	2,800	2,541	2,350	2,200	2,070
0,15	3,300	3,140	3,030	2,900	2,610	2,470	2,330
0,20	3,486	3,350	3,225	3,023	2,840	2,697	2,590
0,25	3,670	3,555	3,430	3,240	3,025	2,897	2,800
0,30	3,870	3,725	3,515	3,435	3,225	3,090	2,980
0,35	4,025	3,895	3,790	3,610	3,410	3,285	3,165
0,40	4,180	4,050	3,933	3,741	3,560	3,460	3,330
0,45	4,325	4,195	4,055	3,880	3,700	3,590	3,485
0,50	4,440	4,320	4,215	4,000	3,830	3,700	3,610
0,55	4,560	4,445	4,325	4,125	3,950	3,830	3,720
0,60	4,665	4,540	4,430	4,225	4,045	3,930	3,825
0,65	4,750	4,630	4,525	4,330	4,142	4,045	3,930
0,70	4,815	4,700	4,610	4,420	4,230	4,130	4,015
0,75	4,880	4,760	4,660	4,500	4,290	4,170	4,070
0,80	4,910	4,780	4,690	4,560	4,330	4,229	4,135

Значение параметра A подбирают по дисперсии σ пыли заданного состава и коэффициенту k , определяемому выражением

$$k = 0,55 \cdot 10^{-4} T \frac{1}{d_m} + \frac{10}{E}, \quad (4.15)$$

где T - температура, К; p - давление газового потока, Па (абс.); d_m - медианпый диаметр частиц загрязнителя, м; E - напряженность электрического поля у осадительного электрода, В/м.

Напряженность E поля у осадительного электрода зависит от напряжения на электродах, их размеров, формы, состояния (запыленности, влажности, наличия дефектов и т. д.), параметров выбросов и множества других факторов. Для трубчатого электрофильтра с коронирующим проволочным электродом, установленным строго по оси цилиндрического осадительного, величину E , В/м, ориентировочно можно вычислить по формуле:

$$E = \frac{U}{\delta \cdot \ln \frac{D_1}{D_2}}, \quad (4.16)$$

где U - разность потенциалов на электродах, В; D_1 и D_2 - соответственно внутренний диаметр осадительного и диаметр коронирующего электродов, м; δ - расстояние от поверхности коронирующего электрода до внутренней поверхности осадительного электрода, м, равно:

$$\delta = \frac{D_1}{2} - \frac{D_2}{2}.$$

Если действительная величина U неизвестна, определяют E по максимально возможному напряжению, при котором еще не образуется дуга, а для высокоомных пылей - обратная корона. Первое значение можно принимать в пределах 40...50 кВ, второе - 30...40 кВ. Для определения ориентировочной величины E в электрофильтрах с проволочными коронирующими и плоскими осадительными электродами также можно использовать формулу (4.16), приняв за δ расстояние между осадительным и коронирующим (или половину шага между осадительными) электродами и подставив вместо D_1 величину шага между осадительными электродами.

3. Величину параметра β в формуле (4.5) находим из соотношения

$$\beta = \frac{\varepsilon_0 E^2 d_m L}{\nu_r k_p \mu_r \delta}, \quad (4.17)$$

где $\varepsilon_0 = 8,85 \cdot 10^{-12}$ Ф/м - электрическая постоянная; L - активная длина электрофильтра, δ - расстояние между коронирующим и осадительным электродами, м; k_p - коэффициент равномерности газового потока, $k_p = 0,85$ - для горизонтальных конструкций с большим числом газовых проходов, $k_p = 1,0$ - для вертикальных одноходовых конструкций.

Погрешность по проскоку ε_y , т.е. по уносу пыли из электрофильтра, которая может быть представлена в виде формулы (4.5):

$$\varepsilon_y = \exp(-K_y A \beta^{0,42}),$$

не превышает 20 %.

Пример 4.4. Определить эффективность электрофильтрации отбросных газов содорегенерационного котлоагрегата (СРКА) и параметры работы электрофильтра. Количество газов $Q_r = 18000 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($5 \text{ м}^3/\text{с}$), исходная запыленность $C_n = 4,1 \text{ г}/\text{м}^3$, рабочая температура газов $t = 140 \text{ }^\circ\text{C}$, динамическая вязкость газов при рабочей температуре $\mu_r = 6,48 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$, медианный размер улавливаемых частиц $d_m = 1,1 \text{ мкм}$, дисперсия пыли $\sigma = 1,7$ при разрежении в электрофильтре $P_p = 3000 \text{ Па}$.

Выбираем из табл. П.11 приложения горизонтальный электрофильтр ЭГ2-2-4-37 СРК. По маркировке определяем некоторые из необходимых конструктивных параметров: число полей - 2 (вторая цифра); активная длина каждого поля - 4 м (третья цифра). Площадь активного сечения $S_a = 37 \text{ м}^2$; общая площадь осаждения $S_{oc} = 2256 \text{ м}^2$; допустимая запыленность на входе до $C_{п.доп} = 7 \text{ г}/\text{м}^3$. разрежение до $P_p = 3 \text{ кПа}$; гидравлическое сопротивление аппарата

$\Delta p = 200 \text{ Па}$. Скорость газов в активном сечении электрофильтра $v_r \leq 1 \text{ м}/\text{с}$. Осадительные электроды электрофильтра - плоские полотна, коронирующие выполнены в виде трубчатых рам с ленточно-игольчатыми или зубчатыми элементами. Высота электродов $h = 7200 \text{ мм}$, расстояние между осадительными электродами

$2\delta = 300$ мм. Степень очистки η при этих условиях предположительно может достигать 98 %. Принимаем интервал между встряхиваниями $\tau_p = 4$ ч (14400 с), ориентируясь на данные табл. 4.1.

Решение

Подсчитываем по уравнению расхода скорость газов в активном сечении:

$$v_r = Q_r / S_a = 5 / 37 = 0,135 \text{ м/с.}$$

Определяем по формуле (4.18) ориентировочную пылеемкость электродов m за время между регенерациями $\tau_p = 4$ ч (14400 с):

$$m = Q_r C_n \tau_p \eta / S_{oc}, \quad (4.18)$$

$$m = 5 \cdot 4 \cdot 1 \cdot 10^{-3} \cdot 14400 \cdot 0,98 / 2256 = 0,128 \text{ кг/м}^2.$$

Тогда по отношению к базовым значениям:

- относительной пылеемкости

$$m_o = m / m_T = 0,128 / 1,0 = 0,128 ;$$

- скорости газов

$$v_o = v_r / v_T = 0,135 / 1,0 = 0,135 ;$$

- длины электродов

$$h_o = h / h_T = 7,2 / 8 = 0,9 .$$

Вычисляем по формуле (4.14) величину коэффициента вторичного уноса:

$$K_y = 1 - 0,275 v_r^{0,35} h_o^{0,54} \exp(-1,72 m_o) =$$

$$= 1 - 0,275 \cdot 0,135^{0,35} \cdot 0,9^{0,54} \cdot \exp(-1,72 \cdot 0,128) = 0,897$$

Напряженность поля у осадительного электрода вычисляем по формуле (4.16), внося в нее необходимые поправки на геометрические характеристики электродов (рис. 4.3): принимаем за D_1 шаг между осадительными электродами $a = 0,3$ м; $D_2 = b$ - расстояние между концами игл или зубьев коронирующих электродов ($b = 0,03$ м); за δ - расстояние от конца иглы до осадительного электрода: $\delta = (a - b) / 2 = (0,3 - 0,03) / 2 = 0,135$ м.

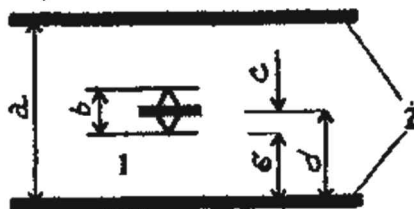


Рис. 4.3. Схема расположения электродов:

1 - ленточно-игольчатый или зубчатый; 2 - осадительный

Расчет ведем на максимальное напряжение $U = 50$ кВ:

$$E = \frac{U}{\delta \cdot \ln \frac{D_1}{a}} = \frac{50 \cdot 10^3}{(0,15 - 0,015) \cdot \ln(0,3 / 0,03)} = 160,85 \cdot 10^3 \text{ В/м.}$$

Вычисленное значение E близко к характеристикам поля в электрофильтрах с игольчатыми коронирующими электродами.

ГЛАВА 4. Электрофильтры

Подсчитываем коэффициент k по формуле (4.15) при рабочей температуре газа $T = 140 + 273 = 413$ К, абсолютном давлении в электрофильтре $p_a = 101325 - 3000 = 98325$ Па и среднем размере дисперсных частиц $d_m = 1,1 \cdot 10^{-6}$ м:

$$k = 0,55 \cdot 10^{-4} T \frac{1}{d_m} + \frac{10}{E} = 0,55 \cdot 10^{-4} \cdot 413 \cdot \frac{(1/98325 + 10/160850)}{1,1 \cdot 10^{-6}} = 1,49.$$

Принимаем величину $s_{отн} = 0,9$ и из табл. 4.2 при заданной $\sigma = 1,7$ и максимальном значении k , которое имеется в таблице, находим параметр $A = 2,452$.

Аппарат ЭГ2-2-4-37 СРК 20 газовых проходов (ширина активной зоны 6000 мм, расстояние между осадительными электродами $2\delta = 300$ мм).

По формуле (4.17) определяем параметр β :

$$\beta = \frac{\varepsilon_0 E^2 d_m L}{v_r k_p \mu_r \delta} = \frac{8,85 \cdot 10^{-12} (160,85 \cdot 10^3)^2 \cdot 1,1 \cdot 10^{-6} \cdot 8}{0,135 \cdot 0,93 \cdot 6,48 \cdot 10^{-6} \cdot 0,15} = 3,308.$$

Используя формулу (4.5), подсчитываем коэффициент очистки:

$$\eta = 1 - \exp(-K_y \alpha \beta^{0,42}) = 1 - \exp(-0,897 \cdot 2,452 \cdot 3,308^{0,42}) = 0,9736 \text{ (97,36 \%)}.$$

Величина полного коэффициента очистки, найденная расчетным путем, оказалась достаточно близкой к данным каталога. Отличие расчетного проскока (2,64 %) от данных каталога (2 %) составляет порядка 25 %.

Контрольные задачи

Задача 4.1. Оцените эффективность η электрофильтра при улавливании частиц с диаметрами $d_{\text{ч}} = 0,1; 1,0; 10$ мкм. Осадительные электроды плоские высотой $h = 1$ м и длиной $L = 1$ м. Скорость течения газа в межэлектродном пространстве $v_r = 1$ м/с. Проверьте величину Re для течения газа в плоскопараллельной щели. Для этой геометрии поток ламинарный, если $Re < 2300$.

Задача 4.2. Рассчитать и подобрать электрофильтр с пластинчатыми электродами для очистки газов от среднеомной пыли со средним диаметром частиц $d_m = 0,5$ мкм, расход газов при нормальных условиях $Q_r = 60000$ м³/ч, концентрация пыли в газах $C_n = 40$ г/м³, расстояние между осадительными и коронирующими электродами $\delta = 12,5$ см, температура газов $t = 100$ °С, давление близко к атмосферному, разность потенциалов между электродами $U = 50$ кВ.

Задача 4.3. Рассчитать и выбрать электрофильтр для улавливания цементной пыли при следующих исходных данных: объемный расход газа при нормальных условиях $Q_r = 15$ м³/с, температура газа $t = 150$ °С, разрежение в системе $p_p = 1500$ Па, концентрация частиц пыли в газе $C_n = 25$ г/м³, критическое напряжение короны в электрофильтре $U = 32$ кВ.

Фракционный состав пыли в газе:

d_i , мкм	0,5	1,0	5	8	10	15	20	30
$g(d_i)$, %	2	3	8	10	15	12	30	20

Глава 5. Многоступенчатая пылеочистка

Простые методы обработки выбросов современных производственных процессов скорее всего не обеспечат надлежащей степени очистки, предотвращающей ощутимый ущерб окружающей среде. Так, например, простые пылеуловители - осадительные камеры, жалюзийные решетки, циклоны могут быть удачно применены в двухступенчатой схеме очистки для предварительной обработки выбросов.

При современных требованиях к чистоте воздуха одноступенчатая очистка в большинстве случаев не может обеспечить его необходимого обеспыливания. Следовательно, в основном должна применяться многоступенчатая очистка. Для этого необходим рациональный подбор пылеуловителей с учетом всех факторов: требований к качеству воздуха, свойств, ценности улавливаемой пыли и возможности ее использования, наличия энергетических, водных ресурсов, экономических показателей и др.

При обработке выбросов, содержащих твердые аэрозольные загрязнители, низких величин проскока (1...2 % и менее) можно достичь, как правило, только двухступенчатой очисткой. Для предварительной очистки могут быть применены жалюзийные решетки и циклонные аппараты (иногда для небольших выбросов - пылесадительные камеры), а для окончательной - пористые фильтры, электрофильтры или мокрые пылесадители.

Пример 5.1. Подобрать оборудование для очистки воздуха от волокнистой пыли.

Аспирационная установка удаляет $Q_r = 7100 \text{ м}^3/\text{ч}$ воздуха, начальная запыленность которого $C_n = 5100 \text{ мг}/\text{м}^3$. В пыли содержится 8,35 % свободного SiO_2 . Система работает в режиме полной рециркуляции. Дисперсный состав пыли приведен в табл. 5.1.

Т а б л и ц а 5.1

Дисперсный состав пыли и фракционная эффективность улавливания

I степень очистки			II степень очистки		
Диаметр частиц, мкм	Дисперсный состав до очистки $g_{\phi n} \cdot 10^2$	Фракционная эффективность улавливания на I степени $\eta_{\phi}^I, \%$	Диаметр частиц, мкм	Дисперсный состав перед II степенью $g_{\phi}^I \cdot 10^2 *$	Фракционная эффективность улавливания на II степени $\eta_{\phi}^{II}, \%$
0...5	0,1	90	0...5	0,01	99
5...10	1,0	95	5...10	0,05	99,6
10...20	2,0	98	10...20	0,04	99
20...30	4,5		20...40	0,075	100
30...40	4,9	99,2	-	-	-
40...50	5,5	-	40...60	0,088	100
50...60	12,0	99,5	-	-	-
60...80	18,0	-	-	-	-
> 80	52,0	100	-	-	-
	$\Sigma = 100$	-	-	$\Sigma = 0,263 **$	-

* дисперсный состав пыли в % к начальному содержанию пыли в данной фракции.

** 0,263, соответствуют 100 % пыли, поступившей на II степень очистки.

Решение. По Санитарным нормам воздух, подаваемый после пылеулавливающего оборудования в рабочую зону, должен содержать не более 30 % ПДК пыли в воздухе, которая составляет $4 \text{ мг}/\text{м}^3$; т. е. $C_k = 1,2 \text{ мг}/\text{м}^3$.

Следовательно, требуемая степень очистки воздуха η по формуле (1.38) составляет

$$\eta = \frac{C_n - C_k}{C_n} \cdot 100 = \frac{5100 - 1,2}{5100} \cdot 100 = 99,97\%.$$

ГЛАВА 5. Многоступенчатая пылеочистка

Для достижения столь высокого значения необходимо запроектировать двухступенчатую очистку воздуха. В качестве I ступени используется циклон с конусом-коагулятором, в качестве II — мокрый пылеуловитель. Схема установки приведена на рис. 5.1.

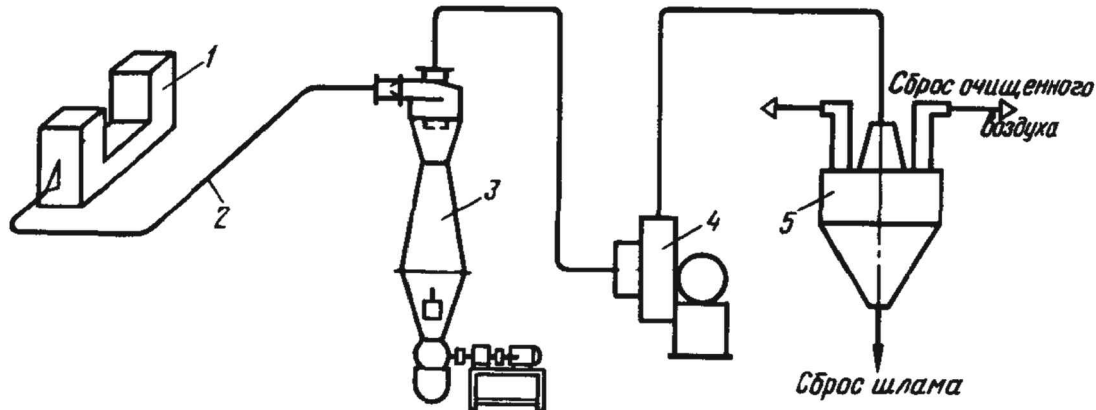


Рис. 5.1. Схема двухступенчатой очистки воздуха от пыли:
 1 - пылеприемник; 2 - воздуховод; 3 - циклон с конусом-коагулятором; 4 - вентилятор;
 5 - мокрый пылеуловитель

В табл. 5.1 приведены также данные о фракционной эффективности принятых пылеуловителей при очистке воздуха от волокнистой пыли.

Эффективность очистки запыленного воздуха каждой ступенью пылеулавливающей установки $\eta_{ст}$ (%) определяют по формуле:

$$\eta_{ст} = \frac{g_{\phi,1}\eta_{\phi,1} + g_{\phi,2}\eta_{\phi,2} + \dots + g_{\phi,n}\eta_{\phi,n}}{\sum g_{\phi,n}}, \quad (5.1)$$

где $g_{\phi,1}, g_{\phi,2}, \dots, g_{\phi,n}$ - содержание каждой фракции пыли, %; $\eta_{\phi,1}, \eta_{\phi,2}, \dots, \eta_{\phi,n}$ - фракционная эффективность улавливания пыли данной фракции, %; $\sum g_{\phi,n}$ - суммарное количество пыли, поступившей на очистку на данной ступени, %.

Эффективность I ступени по формуле (5.1) и данным табл. 5.1 равна

$$\eta^I = \frac{0,1 \cdot 90 + 1,0 \cdot 95 + 2,0 \cdot 98 + 9,4 \cdot 99,2 + 17,5 \cdot 99,5 + 70 \cdot 100}{100} = 99,74\%$$

Остаточное содержание пыли по массе в воздухе после I ступени очистки составит:

$$C_I = C_H(1 - \eta^I) = 5100 (1 - 0,9974) = 13,26 \text{ мг/м}^3.$$

Фракционный состав пыли (%) перед II ступенью очистки находят по формуле

$$g_{\phi,i}^I = \frac{g_{\phi,i}(100 - \eta_{\phi,i}^I)}{100}, \quad (5.2)$$

где $\eta_{\phi,i}^I$ - фракционная эффективность I ступени (см. табл. 5.1).

Результаты расчета по формуле (5.2) приведены в табл. 5.1.

Определяем по формуле (5.1) эффективность очистки воздуха II ступенью установки:

$$\eta^{\text{II}} = \frac{0,01 \cdot 99 + 0,05 \cdot 99,6 + 0,04 \cdot 99 + 0,075 \cdot 100 + 0,088 \cdot 100}{0,263} = 99,73\% .$$

Остаточное содержание пыли по массе в воздухе после II ступени очистки:

$$C^{\text{II}} = C^{\text{I}}(1 - \eta^{\text{II}}) = 13,26(1 - 0,9973) = 0,0358 (\cong 0,036) \text{ мг/м}^3 .$$

При допустимом остаточном содержании пыли в воздухе $C_k = 1,2 \text{ мг/м}^3$ полученное значение $C^{\text{II}} = 0,036 \text{ мг/м}^3$ удовлетворяет поставленным требованиям.

Таким образом, пылеулавливающее оборудование для двухступенчатой очистки запыленного воздуха выбрано правильно.

Гидравлическое сопротивление установки Δp определяем по формуле:

$$\Delta p = \Delta p^{\text{I}} + \Delta p^{\text{II}} ,$$

где Δp^{I} - гидравлическое сопротивление I ступени, которое вычисляем по формуле (1.18):

$$\Delta p^{\text{I}} = \zeta \frac{\rho_{\text{г}} v_{\text{вх}}^2}{2} .$$

Для циклона с конусом-коагулятором коэффициент гидравлического сопротивления на входе в циклон $\zeta_{\text{вх}} = 6,2$. Принимаем циклон с конусом-коагулятором производительностью $Q_{\text{г}} = 7000 \text{ м}^3/\text{ч}$ и размерами входного патрубка $a \times b = 225 \times 450 \text{ мм}$.

Скорость воздуха на входе в циклон определим по уравнению расхода

$$v_{\text{вх}} = \frac{Q_{\text{г}}}{a \cdot b} = \frac{7100}{3600 \cdot 0,225 \cdot 0,45} = 19,5 \text{ м/с} .$$

Принимаем по табл. П.1 приложения плотность воздуха при температуре $20 \text{ }^\circ\text{C}$ $\rho_{\text{г}} = 1,205 \text{ кг/м}^3$.

Тогда

$$\Delta p^{\text{I}} = \zeta \frac{\rho_{\text{г}} v_{\text{вх}}^2}{2} = 6,2 \cdot \frac{1,205 \cdot 19,5^2}{2} = 1445 \text{ Па} .$$

Гидравлическое сопротивление II ступени Δp^{II} по данным экспериментальных испытаний равно 380 Па. Следовательно, общее гидравлическое сопротивление установки

$$\Delta p = \Delta p^{\text{I}} + \Delta p^{\text{II}} = 1445 + 380 = 1825 \text{ Па} .$$

Контрольные задачи

Задача 5.1. Имеется тонкодисперсный аэрозоль. Частицы аэрозоля компактные, слой осажденных частиц имеет среднее удельное электрическое сопротивление, аэрозоль сухой; температура аэрозоля комнатная; аэрозоль химически не агрессивный. Нужно обосновать и выбрать способ очистки газа от аэрозоля (очистка в пылевой камере, жалюзийном пылеотделителе, циклоне, пенном газопромывателе, скруббере Вентури, абсорбере, фильтрах, снаряженных тонковолокнистыми неткаными полимерными материалами ФП, стекловолокнистыми матами, рукавных фильтрах, снаряженных хлопчатобумажными и шерстяными тканями

ГЛАВА 5. Многоступенчатая пылеочистка

материалами, электрофильтрах, многоступенчатая очистка). Входная концентрация аэрозоля высокая, т. е. не менее 50 г/м^3 . Требуемая эффективность очистки высокая ($\eta > 0,98$).

Задача 5.2. Аэрозольные частицы размером $d_{\text{ч}} > 60 \text{ мкм}$ можно удалить из воздуха в осадительных камерах, частицы размером $d_{\text{ч}} > 10 \text{ мкм}$ хорошо улавливают циклонами, слои из грубых тканей и мультициклоны (батареи циклоны) задерживают частицы размером более $d_{\text{ч}} > 3 \text{ мкм}$. Частицы размером $d_{\text{ч}} < 1 \text{ мкм}$ можно удалить только с помощью тонковолокнистых фильтрующих материалов, в том числе материалов ФП (фильтров Петрянова). Предложите рациональный способ очистки газов от аэрозольных частиц с широким диапазоном размеров $d_{\text{ч}} = 0,01 \dots 100 \text{ мкм}$. Эффективность очистки высокая ($\eta > 0,99$), начальная концентрация аэрозоля большая ($C_{\text{н}} = 45 \text{ г/м}^3$).

Задача 5.3. Обосновать и выбрать способ и аппараты для очистки газа от пыли по следующим исходным данным: расход газа при нормальных условиях $Q_{\text{г}} = 15 \text{ м}^3/\text{с}$, температура газа $t = 110 \text{ }^\circ\text{C}$, концентрация твердой фазы в газе $C_{\text{н}} = 60 \text{ г/м}^3$, степень очистки газа от пыли $\eta \geq 0,99$, разрежение в системе $p_{\text{р}} = 600 \text{ Па}$, запыленный газ сухой и не агрессивный, дисперсный состав частиц пыли:

$d_{\text{ч}}, \text{ мкм}$	0...5	5...15	15...50
$g(d_i), \%$	40	25	35

Глава 6. Абсорбционные установки

Обезвреживание выбросов предполагает либо удаление вредных примесей из инертного газа-носителя, либо превращение их в безвредные вещества. Оба принципа могут быть реализованы через различные физические и химические процессы, для осуществления которых требуются определенные условия. Расчеты процессов и аппаратов газоочистки при их проектировании должны быть направлены на создание условий, обеспечивающих максимально полное обезвреживание выбросов.

В настоящее время используют различные методы улавливания и обезвреживания паро- и газообразных веществ из воздуха. На практике применяют следующие способы очистки газа: абсорбционный, адсорбционный, каталитический, термический и др.

Некоторые жидкости и твердые вещества при контакте с многокомпонентной газовой средой способны избирательно извлекать из нее отдельные ингредиенты и поглощать (сорбировать) их.

Абсорбция - поглощение газов или паров из газовых или парогазовых смесей жидкими поглотителями, называемыми абсорбентами. Возможность осуществления процесса абсорбции основывается на растворимости газов в жидкостях. Процесс абсорбции является избирательным и обратимым, что дает возможность применять его не только с целью получения растворов газов в жидкостях, но и для разделения газовых или паровых смесей.

Абсорбенты, применяемые для очистки отходящих газов, приведены в табл. П.12 приложения.

Методики расчета аппаратов для физико-химической очистки газов базируются на закономерностях тепло- и массообмена. При этом используются элементы теории подобия диффузионных процессов.

Абсорбция, как и другие процессы массопередачи, протекает на развитой поверхности раздела фаз. Для интенсификации процесса абсорбции необходимы аппараты с развитой поверхностью контакта между жидкой и газовой фазами (абсорбента с газом-носителем). По способу образования этой поверхности и диспергации абсорбента, их можно подразделить на четыре основные группы: пленочные; насадочные; барботажные (тарельчатые); распыливающие или распылительные (брызгальные).

В практике санитарной очистки газов от вредных примесей с использованием процесса абсорбции наибольшее распространение получили насадочные и тарельчатые колонные аппараты (рис. 6.1).

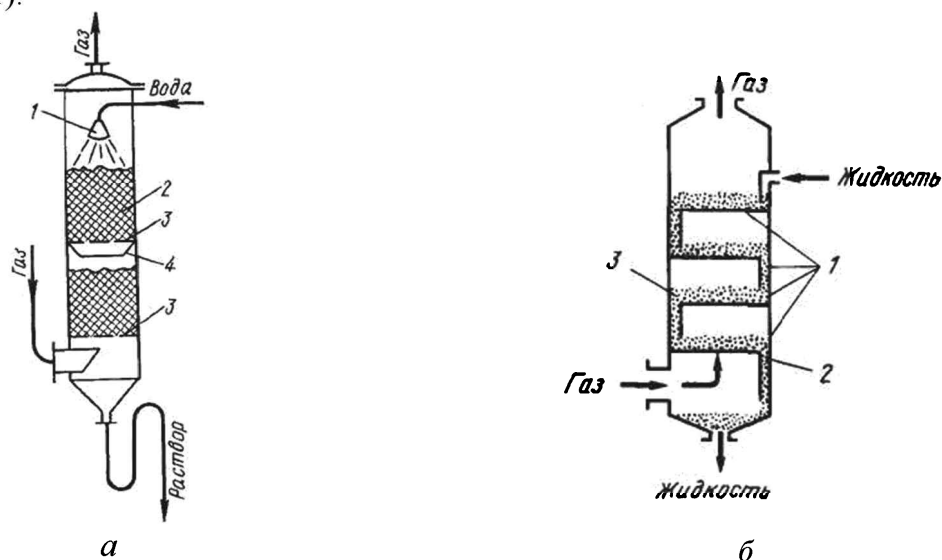


Рис. 6.1. Основные типы абсорберов:

а – насадочный абсорбер: 1 – распределительное устройство; 2 – насадка; 3 – решетки; 4 – направляющий конус; б – тарельчатый абсорбер: 1 – тарелки; 2 – корпус колонны; 3 – переливная трубка

При проектировании абсорбционных установок, из которых газ отводится в атмосферу, необходимо учитывать вопросы охраны окружающей среды. Концентрация поглощаемого компонента в газовой фазе на выходе из абсорбера не должна превышать предельно-допустимой. Если это не достигается в одном аппарате, необходимо устанавливать дополнительные.

6.1. Основы расчета процесса абсорбции

Целью расчета массообменных, в том числе и абсорбционных, аппаратов является определение технологических параметров процесса, конструктивных размеров аппарата и энергетических затрат на проведение процесса.

Технологический расчет абсорбционной установки выполняют в несколько этапов.

На первом этапе проводят материальные и энергетические расчеты и устанавливают условия равновесия, строят линию равновесия и рабочую линию.

На втором - выбирают конструкции аппаратов, рассчитывают массо- и теплопередачу, гидродинамику и габариты аппаратов.

На третьем - уточняют технологические параметры и осуществляют оптимизацию процесса.

При проектировании абсорбера необходимо определить: диаметр аппарата и его высоту, оптимальные скорости газа и жидкости в абсорбере, размеры внутренних частей (размеры и тип насадки, конструкцию и число тарелок, устройства для ввода и распределения жидкости).

Расчет аппарата проводят соответственно типу контактных устройств.

Состав фаз и условия равновесия.

Концентрация компонента в газовой фазе может быть выражена через его парциальное давление.

На основании уравнений Клапейрона и Дальтона молярная (или равная ей объемная) доля у любого i -го компонента смеси идеальных газов составляет

$$y_i = p_i / p, \quad (6.1)$$

где p_i — парциальное давление i -го компонента в газовой фазе, Па; p — общее давление смеси газов или паров ($p = \sum_{i=1}^N p_i$), Па.

Согласно закону Генри, равновесное парциальное давление p_i^* компонента газовой фазы пропорционально его содержанию в растворе:

$$p_i^* = E_i x_i, \quad (6.2)$$

где E_i — коэффициент пропорциональности (коэффициент Генри) i -го компонента, зависящий от температуры и физических свойств газа и жидкости; x_i — молярная доля поглощаемого газа в жидкости.

Подставив в уравнение (6.1) значение p_i^* из уравнения (6.2), получим:

$$y_i^* = m_i x_i, \quad (6.3)$$

где $m_i = E_i / p$ — коэффициент распределения, y_i^* — молярная доля i -го компонента в газовой фазе, равновесной с жидкостью.

В системе координат $y-x$ уравнение (6.3) выражается кривой, называемой *линией равновесия*. При низких концентрациях линия равновесия превращается в прямую линию.

Выражая y_i^* в относительных молярных концентрациях Y_i^* , для двухкомпонентной смеси получим (кмоль поглощаемого компонента/(кмоль инертного газа):

$$Y^* = \frac{mX}{1+(1-m)X} \quad (6.4)$$

или в относительных массовых концентрациях (кг поглощаемого компонента/(кг инертного газа):

$$\bar{Y}^* = \frac{mX}{1+(1-m)X} \cdot \frac{M_k}{M_{иг}}, \quad (6.5)$$

где X - относительная молярная концентрация вещества в жидкости, кмоль поглощаемого компонента/(кмоль инертного поглотителя); M_k , $M_{иг}$ - молярная масса соответственно поглощаемого компонента и инертного газа, кг/кмоль.

Равновесное содержание поглощаемого компонента в газовой фазе \bar{Y}^* определяется (в кг поглощаемого компонента/(кг инертного газа) также в виде

$$\bar{Y}^* = \frac{M_k}{M_{иг}} \cdot \frac{p^*}{p-p^*} \quad (6.6)$$

Равновесная концентрация X^* может быть рассчитана по формуле (6.4). Предполагая, что концентрация жидкости на выходе из абсорбера достигнет значения X_k^* (кмоль/(кмоль инертного поглотителя) при взаимодействии с газовой фазой, содержащей Y_n :

$$X_k^* = \frac{Y_n}{m - (1-m)Y_n}. \quad (6.7)$$

Материальный баланс

При заданной начальной концентрации поглощаемого компонента в газовой фазе \bar{Y}_n и степени извлечения η конечная концентрация поглощаемого компонента в газовой фазе \bar{Y}_k определяется как

$$Y_k = Y_n(1-\eta). \quad (6.8)$$

Конечную концентрацию поглощаемого компонента X_k в жидкости, выходящей из колонны при известной степени насыщения α раствора, находят по формуле:

$$X_k = \alpha X^*, \quad (6.9)$$

где X^* - равновесная концентрация поглощаемого компонента, которая определяется расчетным путем или находится по справочным данным.

После определения состава фаз рассчитывают количество вещества, переходящего из газовой фазы в жидкую из уравнения материального баланса:

$$M = G(Y_n - Y_k) = L(X_k - X_n). \quad (6.10)$$

Общий расход поглотителя:

$$L = G \frac{Y_n - Y_k}{X_k - X_n} \quad (6.11)$$

Удельный расход поглотителя:

$$l = \frac{L}{G} = \frac{Y_n - Y_k}{X_k - X_n} \quad (6.12)$$

Тепловой баланс

При растворении газа в жидкости выделяется большое количество теплоты.

Практически процесс абсорбции проводится с интенсивным отводом теплоты, чтобы температура раствора в аппарате повышалась незначительно.

Количество теплоты Q (Вт), выделяющейся при абсорбции, равно:

$$Q = M q_d = L (\bar{X}_2 - \bar{X}_1) q_d, \quad (6.13)$$

где q_d — дифференциальная теплота растворения, Дж/кг.

Если абсорбция ведется без отвода теплоты, можно считать, что вся выделяемая теплота идет на нагревание жидкости:

$$Q = L c (t_2 - t_1), \quad (6.14)$$

где c — удельная теплоемкость жидкости, Дж/(кг·К); t_1, t_2 — температура жидкости на входе в абсорбер и на выходе из него.

Приравняв правые части уравнений (6.13) и (6.14), получим уравнение теплового баланса абсорбера, работающего без отвода теплоты:

$$q_d (\bar{X}_2 - \bar{X}_1) = c (t_2 - t_1). \quad (6.15)$$

Из этого уравнения находим температуру жидкости на выходе из абсорбера:

$$t_2 = t_1 + (\bar{X}_2 - \bar{X}_1) q_d / c. \quad (6.16)$$

Дифференциальные теплоты растворения некоторых газов в воде при 20 °С приведены в табл. П.13 приложения.

Построение рабочей линии и линии равновесия

Для определения размеров насадки и числа теоретических тарелок необходимо в системе координат $\bar{Y} - \bar{X}$ построить рабочую линию и линию равновесия.

По начальным и конечным концентрациям поглощаемого газа и поглотителя строим рабочую линию, т. е. прямую AB , которая проходит через точки $A (\bar{Y}_n, \bar{X}_k)$ и $B (\bar{Y}_k, \bar{X}_n)$ (рис. 6.2).

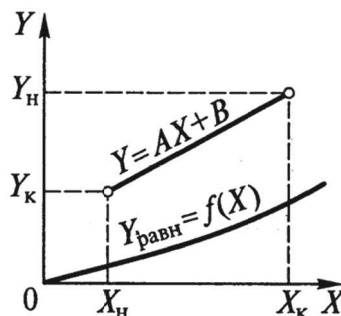


Рис. 6.2. Построение кривой равновесия и рабочей линии процесса абсорбции при противоточном движении фаз

Она расположена выше линии равновесия, так как при абсорбции содержание компонента в газовой фазе выше равновесного.

Построение линии равновесия при неизотермическом процессе абсорбции выполняется следующим образом.

Задаваясь рядом значений \bar{X} , находим по формуле (6.16) соответствующие им температуры t_2 . По найденным температурам определяем по справочным данным или эмпирическим формулам соответствующие коэффициенты Генри.

Дальнейшие расчеты для построения линии равновесия могут выполняться одним из следующих методов.

1. Выполняем пересчет концентраций в молярные доли; по формулам (6.2), (6.6) определяются значения равновесного парциального давления p^* и равновесное содержание \bar{Y}^* поглощаемого компонента в газовой фазе. По заданным значениям \bar{X} и рассчитанным \bar{Y}^* строится кривая равновесия.

2. Определяем величину коэффициента распределения m :

$$m = E / p .$$

Далее, по формуле (6.5) находим значение \bar{Y}^* . По заданным значениям \bar{X} и рассчитанным \bar{Y}^* строим кривую равновесия.

В приведенных методах построения кривой равновесия концентрации компонента в газовой и жидкой фазах выражаются в относительных массовых концентрациях; построение можно выполнить, выражая концентрации в относительных молярных единицах.

В общем случае для построения кривой равновесия между газом и поглотительной жидкостью выписывают значения равновесных составов или парциальных давлений поглощаемого компонента при различных концентрациях. Для определения равновесных составов используют закон Рауля.

6.2. Расчет насадочных абсорберов

Расчет скорости и диаметра насадочного абсорбера

Рабочая скорость газа в насадочном абсорбере v_r несколько меньше критической скорости $v_{кр}$, при которой наступает инверсия фаз:

$$v_r = (0,75 \dots 0,9) v_{кр} . \quad (6.17)$$

Скорость $v_{кр}$ в обычных насадочных колоннах, работающих в условиях затопления насадки и появления эмульгационного слоя (т. е. в режиме инверсии фаз), определяют по уравнению

$$\lg \left[\frac{v_{кр}^2 f \rho_r}{g \varepsilon_c^3 \rho_{ж}} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_{в}} \right)^{0,16} \right] = A - B \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,125} . \quad (6.18)$$

Здесь f - удельная площадь поверхности насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$ (см. табл. П.14 приложения); ρ_r и $\rho_{ж}$ - соответственно плотность газа и жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$; ε - доля свободного объема насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$ (см. табл. П.14 приложения); $\mu_{ж}$ - динамическая вязкость жидкости - поглотителя при температуре процесса, $\text{Па}\cdot\text{с}$; $\mu_{в} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ - динамическая вязкость воды при $20 \text{ }^\circ\text{C}$; A и B

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

— коэффициенты для насадки из колец и спиралей (табл. 6.1); L и G - соответственно массовые расходы жидкости и газа, кг/с (кг/ч).

Т а б л и ц а 6.1

Значение коэффициентов A и B для расчета скорости газа при захлебывании

Тип насадки	Коэффициент	
	A	B
Трубчатая	$0,47+1,5 \lg(d_s/0,025)$	1,75
Плоскопараллельная, хордовая	0	1,75
Пакетная	0,062	1,55
Кольца Рашига в навал	- 0,073	1,75
Кольца Палля	-0,49	1,04
Седла «Инталокс» размером 25 мм	-0,33	1,04
То же 30 мм	-0,58	1,04

Скорость газа $v_{кр} = \frac{Re'_r \mu_r}{d_s \rho_r}$, соответствующую началу подвисяния в режиме инверсии фаз, определяют по значению критерия Рейнольдса:

$$Re'_r = 0,045 Ar^{0,57} \left(\frac{G}{L} \right)^{0,43}, \quad (6.19)$$

где Ar - критерий Архимеда, рассчитанный по эквивалентному диаметру d_s насадки

$$Ar = \frac{g d_s^3 \rho_r (\rho_{ж} - \rho_r)}{\mu_r^2}. \quad (6.20)$$

Диаметр колонного аппарата D_a определяется в зависимости от количества и скорости поднимающихся по колонне газов (паров):

$$D_a = \sqrt{\frac{4Q_r}{\pi v_r}},$$

где Q_r - объемный расход газа в колонне, м³/с.

Принимается стандартный диаметр колонны и уточняется скорость газа (пара):

$$v_r = \frac{4Q_r}{\pi D_a^2}.$$

Определение плотности орошения. Для обычных насадочных колонн после определения диаметра абсорбера не обходимо рассчитать действительную плотность орошения U которая должна быть не меньше $U_{опт}$:

$$U = \frac{L}{0,785 D_a^2 \rho_{ж}} \geq U_{\text{отт}} = b f, \quad (6.21)$$

где b — коэффициент, значения которого для различных процессов приведены в табл. 6.2.

Т а б л и ц а 6.2

Значения коэффициента b	
Процесс	Коэффициент $b \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$
Абсорбция аммиака водой	0,158
Абсорбция паров органических жидкостей водой	0,093
Абсорбция паров органических жидкостей керосином	0,024
Ректификация, испарение воды	0,065

Если плотность орошения U меньше $U_{\text{отт}}$, насадка будет недостаточно смочена; в связи с этим в процессе массопередачи будет участвовать не вся возможная поверхность. Этот факт учитывается коэффициентом смачиваемости ψ .

Для увеличения плотности орошения U следует применить насадку с меньшей удельной площадью поверхности, чтобы снизить $U_{\text{отт}}$. Максимальное смачивание насадки ($\psi = 1$) достигается при $U/U_{\text{отт}} > 1$.

Для насадочных абсорберов минимальную эффективную плотность орошения определяют также по соотношению

$$U_{\text{min}} = f U_{\text{эф}},$$

где $U_{\text{эф}}$ - эффективная линейная плотность орошения, которую можно принимать $U_{\text{эф}} = 3,3 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$ для крупных колец Рашига (размером более 75 мм) и хордовых насадок с шагом более 50 мм, и $U_{\text{эф}} = 2,2 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$ - для всех остальных случаев.

Если $U > U_{\text{min}}$, то коэффициент смачиваемости насадки принимают равным единице. При несоблюдении указанного условия принимают $U = U_{\text{min}}$, пересчитывают расход жидкости в колонне L и соответственно конечную концентрацию поглощаемого компонента в жидкой фазе.

Расчет поверхности массопередачи и высоты абсорбера

В инженерной практике наиболее часто применяются три метода расчета процессов абсорбции.

По первому методу кинетика процесса выражается через коэффициенты массопередачи, а движущая сила рассчитывается по разности концентраций или, косвенно, с помощью числа единиц переноса.

По второму - кинетика выражается с помощью высоты единицы переноса (ВЕР) для насадочных колонн или числа единиц переноса (ЧЕР), соответствующего одной тарелке (для тарельчатых колонн), а движущая сила рассчитывается через число единиц переноса.

По третьему - с помощью высоты, эквивалентной теоретической ступени изменения концентрации (ВЭТС) для насадочных колонн или к.п.д. тарелки для тарельчатых колонн; движущая сила рассчитывается косвенно через число теоретических ступеней изменения концентрации или теоретических тарелок.

В соответствии с изложенными методами расчета процесса абсорбции определяется высота насадочных и тарельчатых колонн.

Определение движущей силы процесса абсорбции

При расчете абсорбционных колонн определяют среднее значение движущей силы $\Delta_{\text{ср}}$

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

по разности концентраций либо по разности парциальных давлений поглощаемого компонента на входе и выходе из абсорбера.

Для аппаратов полного вытеснения, т. е. при противотоке газа и жидкости, Δp_{cp} определяют следующим образом.

1. Составляют противоточную схему движения газовой и жидкой фаз с указанием концентраций или парциальных давлений (рис. 6.2).

2. Определяют разность парциальных давлений или концентраций на входе в абсорбер:

$$\Delta p_{\text{вх}} = p_{\text{н}} - p_{\text{к}}^{\text{ж}}; \quad \Delta y_{\text{вх}} = y_{\text{н}} - y_{\text{к}}^{\text{ж}}. \quad (6.22)$$

3. Определяют разность парциальных давлений или концентраций на выходе из абсорбера:

$$\Delta p_{\text{вых}} = p_{\text{к}} - p_{\text{н}}^{\text{ж}}; \quad \Delta y_{\text{вых}} = y_{\text{к}} - y_{\text{н}}^{\text{ж}}. \quad (6.23)$$

4. При отношении $\Delta p_{\text{вх}} / \Delta p_{\text{вых}} > 2$ среднее значение величины движущей силы процесса находят как среднее логарифмическое:

$$\Delta p_{\text{cp}} = \frac{\Delta p_{\text{вх}} - \Delta p_{\text{вых}}}{2,31g \frac{\Delta p_{\text{вх}}}{\Delta p_{\text{вых}}}}; \quad \Delta y_{\text{cp}} = \frac{\Delta y_{\text{вх}} - \Delta y_{\text{вых}}}{2,31g \frac{\Delta y_{\text{вх}}}{\Delta y_{\text{вых}}}}. \quad (6.24)$$

При отношении $0,5 < \Delta p_{\text{вх}} / \Delta p_{\text{вых}} < 2$ среднее значение движущей силы процесса определяют как среднее арифметическое:

$$\Delta p_{\text{cp}} = \frac{\Delta p_{\text{вх}} + \Delta p_{\text{вых}}}{2}; \quad \Delta y_{\text{cp}} = \frac{\Delta y_{\text{вх}} + \Delta y_{\text{вых}}}{2}. \quad (6.25)$$

Здесь $p_{\text{н}}, y_{\text{н}}; p_{\text{к}}, y_{\text{к}}$ — парциальные давления и концентрации поглощаемого компонента в газе соответственно на входе и выходе из абсорбера; $p_{\text{к}}^{\text{ж}}, y_{\text{к}}^{\text{ж}}, p_{\text{н}}^{\text{ж}}, y_{\text{н}}^{\text{ж}}$ — парциальные давления и концентрации поглощаемого компонента в газе, равновесном с жидкостью соответственно на выходе и входе в абсорбер.

Аналогично определяют и среднюю движущую силу массообмена Δx_{cp} .

Более точным способом является определение движущей силы через число единиц переноса массы.

Расчет высоты насадки

Высоту колонны определяют по формуле

$$H = H_{\text{нас}} + h_1 + h_2 + h_3, \quad (6.26)$$

где $H_{\text{нас}}$ — высота насадочной части колонны, м; h_1, h_2, h_3 — высота соответственно сепарационной части колонны (над насадкой), нижней части колонны и между слоями насадок (если насадка уложена в несколько слоев), м.

Отношение высоты насадки к диаметру колонны должно удовлетворять условию $H / D_a = 1,5 \dots 10$.

В приближенных расчетах высоты h_1, h_2 принимают равными $0,6 \dots 1,5$ м; h_3 — принимается конструктивно (~ 2 м).

Высоту насадки $H_{\text{нас}}$ определяют следующими методами: из основного уравнения массопередачи; по числу единиц переноса; через высоту, эквивалентную теоретической тарелке (ВЭТТ) или теоретической ступени избежания концентрации (ВЭТС).

Согласно основному уравнению массопередачи

$$M = K S_k \Delta_{\text{cp}}, \quad (6.27)$$

отсюда площадь контакта фаз, м^2 :

$$S_k = \frac{M}{K \Delta_{\text{cp}}}. \quad (6.28)$$

Учитывая, что площадь поверхности контакта фаз насадки в аппарате

$$S_k = H_{\text{нас}} S_a f \psi, \quad (6.29)$$

высоту насадки (м) определяют как

$$H_{\text{нас}} = \frac{M}{f S_a K \Delta_{\text{cp}} \psi}, \quad (6.30)$$

где S_a – площадь поперечного сечения аппарата, м^2 .

Это уравнение применяют, если линия равновесия представляет собой прямую.

Движущая сила может быть выражена в любых единицах, применяемых для выражения состава фаз. При этом единицы измерения коэффициентов массопередачи и массоотдачи определяются единицами для выражения движущей силы.

При выражении движущей силы через концентрации в жидкой фазе высота насадки равна

$$H_{\text{нас}} = \frac{M}{f S_a K_x \Delta x_{\text{cp}} \psi} \quad (6.31)$$

в газовой фазе

$$H_{\text{нас}} = \frac{M}{f S_a K_y \Delta y_{\text{cp}} \psi}. \quad (6.32)$$

Коэффициент массопередачи K_x , отнесенный к концентрации жидкости, находят по формуле

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{m \beta_y} + \frac{1}{\beta_x}. \quad (6.33)$$

Коэффициент массопередачи K_y , отнесенный к концентрации газа -

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}. \quad (6.34)$$

Связь между коэффициентами K_x и K_y выражается соотношением

$$K_y = \frac{K_x}{m}, \quad (6.35)$$

где m — тангенс угла наклона равновесной кривой (коэффициент распределения).

Коэффициент абсорбции для хорошо растворимого газа можно ориентировочно подсчитать по эмпирической формуле, кг(м²·ч·мм рт. ст.):

$$K_y = \frac{0,0017 M_k v_0^{0,75} (0,0011T - 0,18)^{0,25}}{(13,7 + \sqrt{M}) d_s^{0,25}}, \quad (6.36)$$

где M_k — молярная масса поглощаемого компонента, кг/кмоль; v_0 — скорость газа в свободном сечении насадки, см/с; T — абсолютная температура газа, К; d_s — эквивалентный диаметр насадки, см.

Расчет коэффициентов массоотдачи

В жидкой фазе коэффициент массоотдачи β_x определяется из уравнения

$$\beta_x = A \frac{D_x}{\delta_{пр}} \text{Re}_x^m \text{Pr}_x^n, \quad (6.37)$$

где D_x — коэффициент диффузии компонента в жидкой фазе, м²/с; $\delta_{пр}$ — приведенная толщина стекающей пленки жидкости, м, $\delta_{пр} = [\mu_{ж}^2 / (\rho_{ж}^2 g)]^{0,33}$; Re_x — модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке пленке жидкости, $\text{Re}_x = 4U \rho_{ж} / (f \mu_{ж})$; Pr_x — диффузионный критерий Прандтля по жидкой фазе, $\text{Pr}_x = \mu_{ж} / (\rho_{ж} D_x)$; A, m, n — коэффициенты: $A = 0,0021$; $m = 0,77$; $n = 0,5$.

В газовой фазе коэффициент массоотдачи β_y определяется из уравнения

$$\beta_y = C \frac{D_y}{d_s} \text{Re}_y^m \text{Pr}_y^{0,33}, \quad (6.38)$$

где D_y — коэффициент диффузии компонента в газовой фазе, м²/с; Re_y — критерий Рейнольдса для газовой фазы, $\text{Re}_y = v_r d_s \rho_r / (V_c \mu_r)$; v_r — скорость газа, м/с; Pr_y — диффузионный критерий Прандтля по газовой фазе, $\text{Pr}_y = \mu_r / (\rho_r D_y)$; C, m — коэффициенты.

Для абсорберов с неупорядоченной насадкой (кольца Рашига $d_s = 10 \dots 25$ мм и 50 мм, кольца Палля) $C = 0,407$; $m = 0,655$ при $\text{Re}_y = 10 \dots 10000$. Для регулярных насадок $C = 0,167(l/d_s)^{-0,47}$; $m = 0,74$ при $\text{Re}_y = 1000 \dots 10000$ и $l/d_s = 2 \dots 16$. Здесь l — высота насадочного тела; d_s — эквивалентный диаметр насадки, м.

Коэффициенты диффузии в газовой D_y и жидкой фазах D_x зависят от свойств диффундирующего компонента и среды, в которой происходит диффузия, а также от температуры и давления процесса.

В справочных таблицах приведены коэффициенты диффузии D_0 в газах при температуре $T_0 = 273$ К и абсолютном давлении $p_0 = 1,01 \cdot 10^5$ Па (см. табл. П.16 приложения..). При других абсолютных температурах T и давлениях p коэффициент диффузии определяют по формуле:

$$D_y = D_0 \frac{p_0}{p} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2}. \quad (6.39)$$

При отсутствии экспериментальных данных для определения коэффициента диффузии газа A в газе B при абсолютной температуре T и абсолютном давлении p , кгс/см², используют следующую эмпирическую зависимость:

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{p(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2}, \quad (6.40)$$

где v_A, v_B - молярные объемы газов A и B ; M_A, M_B - молярные массы газов A и B .

Молярные объемы определяются как сумма атомных объемов элементов, входящих в состав соединений. Значения атомных объемов приведены в табл. П.17 приложения.

Для приближенного определения коэффициентов диффузии в жидкостях при 20 °С можно пользоваться эмпирической формулой:

$$D_{x20} = \frac{10^{-6}}{A_1 B_1 \sqrt{\mu_{ж}} (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (6.41)$$

где D_{x20} - коэффициент диффузии в жидкости при $t = 20$ °С, м²/с; $\mu_{ж}$ — динамический коэффициент вязкости жидкости, мПа·с; v_A, v_B - молярные объемы растворенного вещества и растворителя; M_A, M_B - молярные массы растворенного вещества и растворителя; A_1, B_1 — коэффициенты, зависящие от свойств растворенного вещества и растворителя (табл. 6.3).

Т а б л и ц а 6.3

Значения коэффициентов A_1 и B_1 для некоторых веществ, растворенных в воде

Вещество	A_1	B_1
Газ	1,0	
Этиловый спирт	1,24	2,0
Метиловый спирт	1,19	2,0
Уксусная кислота	1,27	-
Вода	-	4,7
Ацетон	-	1,15
Неассоциированные жидкости	-	1,0

Коэффициент диффузии газа в жидкости D_{xt} (при некоторой температуре t) связан с коэффициентом диффузии D_{x20} (при температуре $t = 20$ °С) следующей приближенной зависимостью:

$$D_{xt} = D_{x20} [1 + b(t - 20)], \quad (6.42)$$

в которой температурный коэффициент b может быть определен по эмпирической формуле

$$b = 0,2 \sqrt{\mu_{ж}} / \sqrt{\rho_{ж}}, \quad (6.43)$$

где $\mu_{ж}$ - динамический коэффициент вязкости жидкости при 20 °С, мПа·с; $\rho_{ж}$ - плотность жидкости, кг/м³.

Если известен объемный коэффициент массопередачи K_{yV} в газовой фазе, то высоту насадки находят по формуле:

$$H_{\text{нас}} = \frac{M}{K_{yV} S_a \Delta p_{\text{ср}}}, \quad (6.44)$$

где K_{yV} — объемный коэффициент массопередачи, кмоль/(м³·ч·мм рт. ст.), $K_{yV} = 1/(1/\beta_{yV} + 1/\beta_{xV})$; S_a — площадь поперечного сечения абсорбера, м².

Объемный коэффициент массоотдачи в газовой фазе:

$$\beta_{yV} = 1,305 \cdot 10^{-4} W_r^{0,7} W_{\text{ж}}^{0,25}. \quad (6.45)$$

Объемный коэффициент массоотдачи в жидкой фазе:

$$\beta_{xV} = 0,0143 W_{\text{ж}}^{0,82}. \quad (6.46)$$

Так как коэффициенты массоотдачи β_{yV} и β_{xV} выражены в различных единицах, необходимо выполнить пересчет константы фазового равновесия m_p в уравнении $1/K_y = 1/\beta_y + m_p/\beta_x$:

$$m_{\text{pC}} = m_{\text{px}} \frac{M_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}}. \quad (6.47)$$

Массовые скорости газа в жидкости определяются по формулам

$$W_r = \frac{G}{S_a}; \quad W_{\text{ж}} = \frac{L}{S_a}. \quad (6.48)$$

Связь между объемным K_{yV} и поверхностным K_y коэффициентами массопередачи

$$K_{yV} = K_y a, \quad (6.49)$$

где $a = f \psi$ ($a = f$ при $\psi = 1$).

Расчет высоты насадки по числу единиц переноса

Высота насадки определяется как произведение числа единиц переноса n_y на высоту насадки h_y , эквивалентную одной единице переноса:

$$H_{\text{нас}} = n_y h_y = \frac{G}{K_y S_a f} \cdot \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_{\text{ср}}} \quad (6.50)$$

Множитель $(Y_1 - Y_2)/\Delta Y_{\text{ср}}$ — это изменение рабочих концентраций на единицу движущей силы — т. е. число единиц переноса n_y . Величина n_y равна

$$n_y = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_{\text{ср}}}. \quad (6.51)$$

Множитель $G/(K_y S_a f)$ представляет собой высоту участка, соответствующего одной единице переноса — т. е. высота единицы переноса:

$$h_y = \frac{G}{K_y S_a f}. \quad (6.52)$$

Число единиц переноса можно определить по формуле (6.51), которая применяется в том случае, когда линия равновесия является прямой или близка к ней, а также графическим методом или методом графического интегрирования.

Определение высоты насадки через высоту, эквивалентную теоретической тарелке

Высота слоя насадки $H_{\text{нас}}$ рассчитывают по уравнению

$$H_{\text{нас}} = h_3 n_T, \quad (6.53)$$

где h_3 — высота, эквивалентная теоретической тарелке; n_T — число теоретических тарелок.

Число теоретических тарелок — ступеней изменения концентрации в абсорбере определяют обычно графическим путем (рис. 6.3).

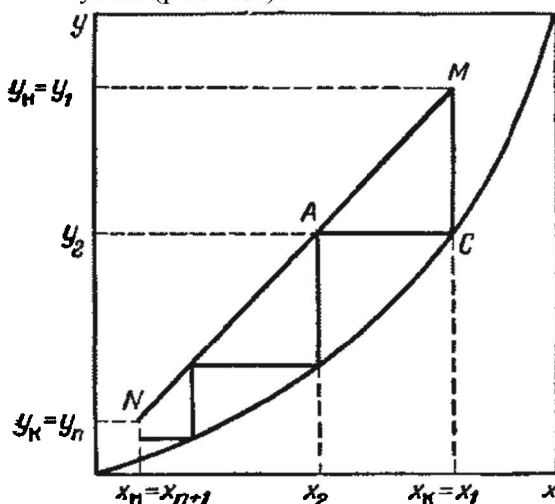


Рис. 6.3. Построение теоретических тарелок для процесса абсорбции

Высота насадки, эквивалентная одной единице переноса, зависит от характеристик насадки и фазового состояния:

$$h_3 = h_y + \frac{m}{l} h_x. \quad (6.54)$$

Высота насадки, эквивалентная одной единице переноса для газовой фазы, h_y определяется следующим образом:

- для неупорядоченных насадок

$$h_y = 0,615 d_3 \text{Re}_y^{0,345} \text{Pr}_y^{0,66}; \quad (6.55)$$

- для регулярных насадок

$$h_y = 1,5 \text{Re}_y^{0,25} \text{Pr}_y^{0,66}. \quad (6.56)$$

Величину h_y можно также определить по формуле:

$$h_y = \frac{a \varepsilon}{f \psi} \text{Re}_y^{0,25} \text{Pr}_y^{0,66}, \quad (6.57)$$

где ε — свободный объем насадки; ψ — коэффициент смоченности насадки; f — удельная площадь поверхности насадки, м²/м³.

Значения коэффициента a , зависящие от вида насадки:

Насадка	a
Кольцевая	8,13
Деревянная хордовая	6,58

Высоту насадки h_x , эквивалентную одной единице переноса для жидкой фазы, определяют по формуле

$$h_x = 119 \delta_{\text{пр}} \text{Re}_x^{0,25} \text{Pr}_x^{0,5}. \quad (6.58)$$

Эквивалентный диаметр насадки:

$$d_s = \frac{4\varepsilon}{f}. \quad (6.59)$$

Критерий Рейнольдса газа и жидкости:

$$\text{Re}_y = \frac{4W_r}{f \mu_r}; \quad \text{Re}_x = \frac{4W_{\text{ж}}}{f \psi \mu_{\text{ж}}}, \quad (6.60)$$

где массовые скорости газа и жидкости определяют по формуле (6.48).

Диффузионный критерий Прандтля:

$$\text{Pr}_y' = \frac{\mu_r}{\rho_r D_y}; \quad \text{Pr}_x' = \frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} D_x}. \quad (6.61)$$

Приведенная толщина пленки жидкости, стекающей по насадке

$$\delta_{\text{пр}} = \left(\frac{\mu_{\text{ж}}^2}{g \rho_{\text{ж}}^2} \right)^{1/3} \quad (6.62)$$

Гидравлическое сопротивление насадочных абсорбционных колонн

Гидравлическое сопротивление сухой насадки:

$$\Delta p_c = \lambda \frac{H_{\text{нас}}}{d_s} \cdot \frac{\rho_r v_r^2}{2\varepsilon^2}. \quad (6.63)$$

Сопротивление орошаемой насадки при плотности орошения менее $50 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ приближенно можно найти по формуле:

$$\Delta p_{\text{ор}} = \Delta p_c (1 + k U), \quad (6.64)$$

где k — опытный коэффициент (для неупорядоченной и хордовой насадки $k = 0,06$; для регулярных насадок $k = 0,04$).

Коэффициент сопротивления λ для неупорядоченной насадки из колец:

$$\lambda = \frac{140}{\text{Re}_y} \quad \text{при} \quad \text{Re}_y < 40; \quad (6.65)$$

$$\lambda = \frac{16}{\text{Re}_y^{0,2}} \quad \text{при} \quad \text{Re}_y > 40. \quad (6.66)$$

Для регулярно уложенных кольцевых насадок и любом значении критерия Рейнольдса коэффициент сопротивления λ с достаточной степенью точности можно определить по уравнению:

$$\lambda = \frac{9,21}{\text{Re}_y^{0,375}}. \quad (6.67)$$

Сопротивление орошаемой насадки при пленочном течении определяется по следующей формуле

$$\Delta p_{op} = \Delta p_c 10^{\xi U}, \quad (6.68)$$

где ξ — коэффициент сопротивления насадки (табл. 6.4), U — плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Т а б л и ц а 6.4

Зависимость коэффициента сопротивления ξ от типа насадки

Тип насадки	Размер, мм	ξ	Тип насадки	Размер, мм	ξ
Кольца Рашига (регулярная укладка):	50	173	Кольца Палля	50	126
	80	144	Седла	25	33
	100	119	«Инталокс»	50	28
Кольца Рашига (неупорядоченные)	25	184	Седла Берля	25	30
	50	169			

Пример 6.1. Определить расход серной кислоты для осушки воздуха при следующих данных: производительность скруббера $Q_r = 500 \text{ м}^3/\text{ч}$ (считая на сухой воздух при нормальных условиях); начальное содержание влаги в воздухе $\bar{Y}_n = 0,016 \text{ кг/кг}$ сухого воздуха; конечное содержание $\bar{Y}_k = 0,006 \text{ кг/кг}$ сухого воздуха; начальное содержание воды в кислоте $\bar{X}_n = 0,6 \text{ кг/кг}$ моногидрата; конечное содержание $\bar{X}_k = 1,4 \text{ кг/кг}$ моногидрата. Осушка воздуха проводится при атмосферном давлении.

Решение. Массовый расход воздуха:

$$G = Q_r \rho_r = 500 \cdot 1,293 = 646 \text{ кг/ч},$$

где $\rho_r = 1,293 \text{ кг/м}^3$ — плотность воздуха при нормальных условиях (см. табл. П.4 приложения).

По уравнению (6.11) рассчитываем расход серной кислоты (моногидрата)

$$L = G \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_k}{\bar{X}_k - \bar{X}_n} = 646 \cdot \frac{0,016 - 0,006}{1,4 - 0,6} = 8,1 \text{ кг/ч}.$$

Пример 6.2. Через абсорбер проходит $G_r = 6000 \text{ кг/ч}$ воздуха, содержащего $\bar{Y}_n = 0,06 \text{ кг}$ ацетона на 1 кг инертного газа. Содержание ацетона в воздухе на выходе из абсорбера $\bar{Y}_k = 0,01 \text{ кг}$ на 1 кг инертного газа. Извлечение ацетона производится чистой водой, расход воды $L = 18000 \text{ кг/ч}$. Найти движущую силу процесса $\Delta \bar{Y}_{cp}$, если зависимость между равновесными концентрациями выражается прямой $\bar{Y}^* = 2 \bar{X}$. Определить число единиц переноса абсорбера n_y .

Решение. Значение конечной концентрации ацетона в воде определим из уравнения материального баланса (6.10):

$$\bar{X}_k = \bar{X}_n + (G/L)(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = 0 + (6000/18000)(0,06 - 0,01) = 0,0166 \text{ кг/кг}.$$

Выражение для средней движущей силы по формуле (6.24) имеет вид

$$\Delta \bar{Y}_{cp} = (\Delta \bar{Y}_n - \Delta \bar{Y}_k) / [(2,3 \lg(\Delta \bar{Y}_n / \Delta \bar{Y}_k))],$$

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

где движущие силы на концах абсорбера равны

$$\begin{aligned}\Delta \bar{Y}_H &= \bar{Y}_H - \bar{Y}_H^* = 0,06 - 2 \cdot 0,0166 = 0,0268 \text{ кг/кг}, \\ \Delta \bar{Y}_K &= \bar{Y}_K - \bar{Y}_K^* = 0,01 - 2 \cdot 0 = 0,01 \text{ кг/кг}.\end{aligned}$$

Здесь выражения равновесных концентраций на концах абсорбера имеют вид

$$\bar{Y}_H^* = 2\bar{X}_K, \quad \bar{Y}_K^* = 2\bar{X}_H.$$

Определим величину средней движущей силы процесса

$$\Delta \bar{Y}_{cp} = (0,0268 - 0,01) / [2,3 \lg(0,0268/0,01)] = 0,017 \text{ кг/кг}.$$

Число единиц переноса по формуле (6.51) равно

$$n_y = (\bar{Y}_H - \bar{Y}_K) / \Delta \bar{Y}_{cp} = (0,06 - 0,01) / 0,017 = 2,94 \approx 3.$$

Пример 6.3. Требуется определить размеры абсорбционного скруббера для очистки $Q_r = 10000 \text{ м}^3/\text{ч}$ газа при нормальных условиях, содержащего HF. В исходном газе упругость паров HF равна $p_H = 5 \text{ мм рт. ст.}$ Газ требуется очистить на 95 %. Для поглощения HF применяют содовый раствор. Средняя температура газа составляет $t_r = 40 \text{ }^\circ\text{C}$.

Решение. Поскольку поглощение осуществляется раствором, содержащим избыток соды Na_2CO_3 , можно принять, что равновесная упругость паров HF над раствором равна нулю ($p^* = 0$).

Упругость HF в очищенном газе можно определить по аналогии с формулой (6.8):

$$p_K = p_H(1 - \eta) = 5(1 - 0,95) = 0,25 \text{ мм рт. ст.}$$

Следовательно, средняя движущая сила абсорбции по формуле (6.24) составит

$$\Delta p_{cp} = \frac{5 - 0,25}{2,3 \cdot \lg \frac{5}{0,25}} = 1,6 \text{ мм рт. ст.}$$

Определим по аналогии с уравнением материального баланса (6.10) количество HF, которое требуется уловить при нормальных условиях:

$$Q_{HF} = Q_r(p_H - p_K) / 760 = 10000(5 - 0,25) / 760 = 62,5 \text{ м}^3/\text{ч}$$

или

$$M = Q_{HF} M_{HF} / 22,4 = 62,5 \cdot 20 / 22,4 = 56,0 \text{ кг/ч},$$

где M_{HF} — молярная масса HF, $M_{HF} = 20 \text{ кг/кмоль}$.

Для абсорбции устанавливаем скруббер с насадкой из деревянных реек толщиной $b = 10 \text{ мм}$, находящихся в горизонтальном положении на расстоянии $l = 30 \text{ мм}$ (по осям) одна от другой, т. е. с зазором $s = 20 \text{ мм}$. В вертикальном направлении ряды реек уложены один на другой.

Свободное сечение насадки $\varepsilon = s/l = 20/30 = 0,67$. В 1 м^2 сечения можно уложить таких реек $n = 1000/l = 1000/30 = 33$ при длине рейки, равной 1 м. Следовательно, площадь поверхности 1 м^3 насадки равна $f = 2n = 2 \cdot 33 = 66 \text{ м}^2$ (каждая рейка имеет две боковые поверхности).

Будем пропускать газ через скруббер со скоростью $v_r = 1 \text{ м/с}$ с расчетом на все сечение скруббера. Это значит, что площадь сечения скруббера с учетом расхода газа в рабочих условиях будет равна

$$S_a = \frac{Q_r (273 + t_r)}{3600 \cdot 273 v_r} = \frac{10000(273 + 40)}{3600 \cdot 273 \cdot 1,0} = 3,18 \text{ м}^2.$$

Диаметр скруббера равен

$$D_a = \sqrt{\frac{4S_a}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,18}{3,14}} \approx 2 \text{ м}.$$

Рассчитаем скорость газа в свободном сечении насадки

$$v_0 = v_r / f_0 = 1,0/0,67 = 1,5 \text{ м/с}.$$

Эквивалентный диаметр насадки по формуле (6.59) равен учетверенному свободному объему насадки (или живому сечению насадки), деленному на удельную площадь ее поверхности. Для данного случая он равен

$$d_s = 4 \varepsilon / f = 4 \cdot 0,67 / 66 = 0,04 \text{ м}.$$

По формуле (6.36) находим коэффициент массообмена абсорбции:

$$K_y = \frac{0,0017 M_k v_0^{0,75} (0,0011 T - 0,18)^{0,25}}{(13,7 + \sqrt{M}) d_s^{0,25}} =$$
$$= \frac{0,0017 \cdot 20 \cdot 150^{0,75} (0,0011 \cdot 313 - 0,18)^{0,25}}{(13,7 + \sqrt{20}) 4^{0,25}} = 0,036 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{ч мм рт. ст.)}.$$

Тогда требуемая поверхность массообмена абсорбции по формуле (6.28) составит

$$S_k = \frac{56}{0,036 \cdot 1,6} = 970 \text{ м}^2.$$

Определим требуемый объем насадки

$$V_{\text{нас}} = S_k / f = 970 / 66 = 14,7 \text{ м}^3.$$

Высота насадки будет равна

$$H_{\text{нас}} = \frac{V_{\text{нас}}}{S_a} = \frac{14,7}{0,785 \cdot 2^2} \approx 5 \text{ м}.$$

Пример 6.4. Спроектировать насадочный абсорбер для улавливания аммиака из воздуха, если количество поступающей воздушной смеси составляет $Q_r = 10000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях); начальное содержание аммиака в воздухе равно $y_n = 5 \%$ (об.); конечное

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

– $y_k = 0,27\%$ (об.); содержание аммиака в поступающей воде на абсорбцию равно $\bar{x}_n = 0,2\%$ (масс.); удельный расход поглотителя $l = 1,18$ кг/кг; температура поступающей воды $t = 20$ °С. Молярные массы, кг/кмоль: аммиака $M_k = 17$, воздуха-носителя $M_G = 29$, воды-носителя $M_L = 18$. Расчет рабочей высоты насадки провести по числу и высоте единиц переноса.

Решение. Количество инертного газа – воздуха при нормальных условиях составляет:

$$Q_0 = Q_r (1 - y_n) = 10000(1 - 0,05) = 9500 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

или

$$G = Q_0 \cdot \rho_v = 9500 \cdot 1,29 = 12300 \text{ кг/ч.}$$

Расход воды равен

$$L = lG = 1,18 \cdot 12300 = 14500 \text{ кг/ч.}$$

Определим по формуле (6.6) относительный массовый состав газовой фазы (величину давления заменяем на пропорциональные им объемные или молярные концентрации):

$$\bar{Y}_i = \frac{M_k}{M_G} \cdot \frac{y_i}{100 - y_i};$$

- на входе в абсорбер

$$\bar{Y}_n = \frac{17}{29} \cdot \frac{0,05}{1 - 0,05} = 0,0309;$$

- на выходе

$$\bar{Y}_k = \frac{17}{29} \cdot \frac{0,0027}{1 - 0,0027} = 0,0016.$$

Количество поглощенного аммиака по формуле (6.10) составит:

$$M = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = 12300(0,0309 - 0,0016) = 360 \text{ кг/ч.}$$

Определим концентрацию аммиака в воде, поступающей на противоточную абсорбцию (в относительных массовых единицах):

$$\bar{X}_n = \frac{\bar{x}_n}{1 - \bar{x}_n} = \frac{0,002}{1 - 0,002} \approx 0,002.$$

Вычислим конечную концентрацию аммиака в воде по формуле (6.12):

$$\bar{X}_k = \bar{X}_n + \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_k}{l} = 0,002 + \frac{0,0309 - 0,0016}{1,18} = 0,0268.$$

Определим диаметр абсорбера по уравнению расхода (6.19):

$$D_a = \sqrt{\frac{Q_r}{0,785 v_r}}.$$

С этой целью по формуле (6.18) рассчитаем скорость воздушного потока в абсорбере при режиме эмульгирования:

$$\lg \left[\frac{v_{\text{кр}}^2 f}{g \varepsilon_c^3} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{\text{ж}}} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{в}}} \right)^{0,16} \right] = A - B \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125},$$

В качестве неупорядоченной насадки выбираем кольца Рашига размером (50 × 50 × 5) мм (см. табл. П.14 приложения).

Характеристики насадки: $f = 90 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $\varepsilon = 0,785$, $d_s = 0,035 \text{ м}$.

Характеристики поглотителя (воды): $\rho_{\text{ж}} = 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$, $\mu_{\text{ж}} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$.

Плотность воздушной смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг}/\text{м}^3$.

Коэффициенты $A = -0,073$, $B = 1,75$ (см. табл. 6.1).

Исходя из этих данных находим критическую скорость газа в абсорбере:

$$\lg \left[\frac{v_{\text{кр}}^2 \cdot 90}{9,81 \cdot 0,785^3} \cdot \frac{1,2}{1000} \left(\frac{1 \cdot 10^{-3}}{1 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} \right] = -0,073 - 1,75 (1,18)^{0,25} \left(\frac{1,2}{1000} \right)^{0,125}.$$

Отсюда получим скорость захлебывания насадки $v_{\text{кр}} = 2,65 \text{ м}/\text{с}$.

Расчетную скорость газа в аппарате рассчитываем по формуле (6.17):

$$v_r = 0,75 \cdot 2,65 = 2,0 \text{ м}/\text{с}.$$

Далее определяем диаметр абсорбера по уравнению расхода газовой фазы в колонне:

$$D_a = \sqrt{\frac{4 Q_r}{\pi v_r}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 10000}{3,14 \cdot 2}} = 1,29 \text{ м}.$$

Принимаем диаметр $D_a = 1,4 \text{ м}$ по табл. П.21 приложения.

Площадь поперечного сечения абсорбера составит

$$S_a = 0,785 \cdot D_a^2 = 1,54 \text{ м}^2.$$

Уточняем рабочую скорость газа при выбранном диаметре абсорбера по формуле

$$v_p = \frac{Q_r}{S_a} = \frac{10000}{3600 \cdot 1,54} = 1,8 \text{ м}/\text{с}.$$

Определяем по формуле (6.21) среднюю плотность орошения насадки U , а также вычисляем минимальную плотность орошения насадки:

$$U = L/(\rho_{\text{ж}} \cdot S_a) = 14500/(1000 \cdot 1,54) = 9,063 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Минимальную эффективную плотность орошения рассчитываем по соотношению, аналогичному формуле (6.21):

$$U_{\text{мин}} = f U_{\text{эф}}.$$

Для выбранного типоразмера насадки она составит

$$U_{\text{мин}} = 90 \cdot 2,2 \cdot 10^{-5} \cdot 3600 = 7,13 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Так как $U > U_{\text{мин}}$, то $U = 9,063 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ принимаем за расчетную величину.

Высоту рабочей части абсорбера определяем по уравнению (6.53):

$$H_{\text{нас}} = h_3 n_T.$$

Для определения числа единиц переноса n_T используем графический метод. В координатах $\bar{Y} - \bar{X}$ построим рабочую и равновесную линии.

Уравнение рабочей линии в соответствии с формулой (6.10) примет вид

$$\bar{Y} = \bar{Y}_k + l(\bar{X} - \bar{X}_n) = 0,0016 + 1,18(\bar{X} - 0,002) = 1,18 \cdot \bar{X} - 0,00076.$$

На диаграмме $\bar{Y} - \bar{X}$ (рис. 6.4) проводим графическое построение рабочей линии AB противоточной абсорбции, которая проходит через точки $A(\bar{Y}_n, \bar{X}_k)$ и $B(\bar{Y}_k, \bar{X}_n)$.

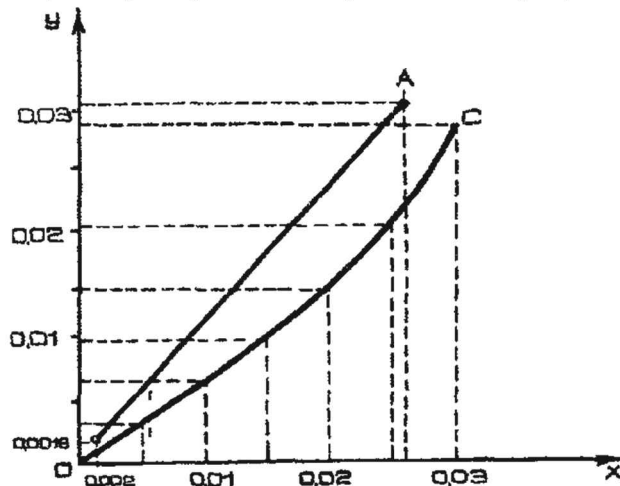


Рис. 6.4. Рабочая линия и линия равновесия для абсорбции аммиака водой (к примеру 6.4)

Для построения равновесной линии OC используем графическую методику:

- выбираем интервал для $\bar{X} = 0,002 \dots 0,03$, с шагом $\Delta \bar{X} = 0,005$;
- для каждого значения \bar{X} определяем по формуле (6.16) температуру жидкости:

$$t_2 = t_1 + (\bar{X}_2 - \bar{X}_1) q_d / c = 20 + (\bar{X} - 0,002) 2,07 \cdot 10^6 / (4,19 \cdot 10^3) = 20 + 495 \bar{X},$$

где q_d - дифференциальная теплота растворения аммиака в пределах изменения концентрации ($\bar{X} - \bar{X}_n$), $q_d = 2070 \cdot 10^3$ Дж/кг; c - теплоемкость раствора (воды), $c = 4190$ Дж/(кг·К).

- определяем соответствующие величины коэффициента Генри E (см. табл. П.15 приложения);

- находим равновесные концентрации \bar{Y}^* для каждой температуры t и концентрации \bar{X} по формуле (6.6):

$$\bar{Y}^* = \frac{M_k}{M_n} \cdot \frac{p^*}{p - p^*} = \frac{M_k}{M_n} \cdot \frac{E \bar{X}}{p - E \bar{X}},$$

где M_k , M_n - соответственно молярная масса компонента и газа-носителя, кг/кмоль; p - давление в системе, Па (мм рт. ст.).

Результаты расчета сводим в табл. 6.5.

Т а б л и ц а 6.5

Данные для построения кривой равновесия

\bar{X}	0,002	0,005	0,01	0,015	0,02	0,025	0,03
$t, ^\circ\text{C}$	20	21,5	24	26,4	28,9	31,4	33,9
$E, \text{ мм рт. ст.}$	605	658	742	855	945	1060	1200
\bar{Y}^*	0,0009	0,0025	0,0057	0,0097	0,0147	0,0212	0,0284

Полученные значения \bar{Y}^* и \bar{X} используем для построения линии равновесия OA' на диаграмме $\bar{Y} - \bar{X}$ (рис. 6.4).

На практике широко применяют графический метод определения числа единиц переноса путем построения рабочей линии и линии равновесия, а также вспомогательной линии, делящей ординаты между ними пополам. Число вписанных ступенек равно числу единиц переноса n_t .

На диаграмме $\bar{Y} - \bar{X}$ для противоточной абсорбции (рис. 6.5) проводят среднюю линию через точки, делящие пополам отрезки ординат между рабочей линией и линией равновесия.

Строим ломаную линию между рабочей и равновесной линиями из точки B , характеризующей конечное состояние газа. Как видно из рис. 6.5, число единиц переноса $n_t = 6,85$. При определении методом графического интегрирования число единиц переноса для тех же условий составляет $n_t = 7,4$, что близко к значению n_t , полученному графическим методом.

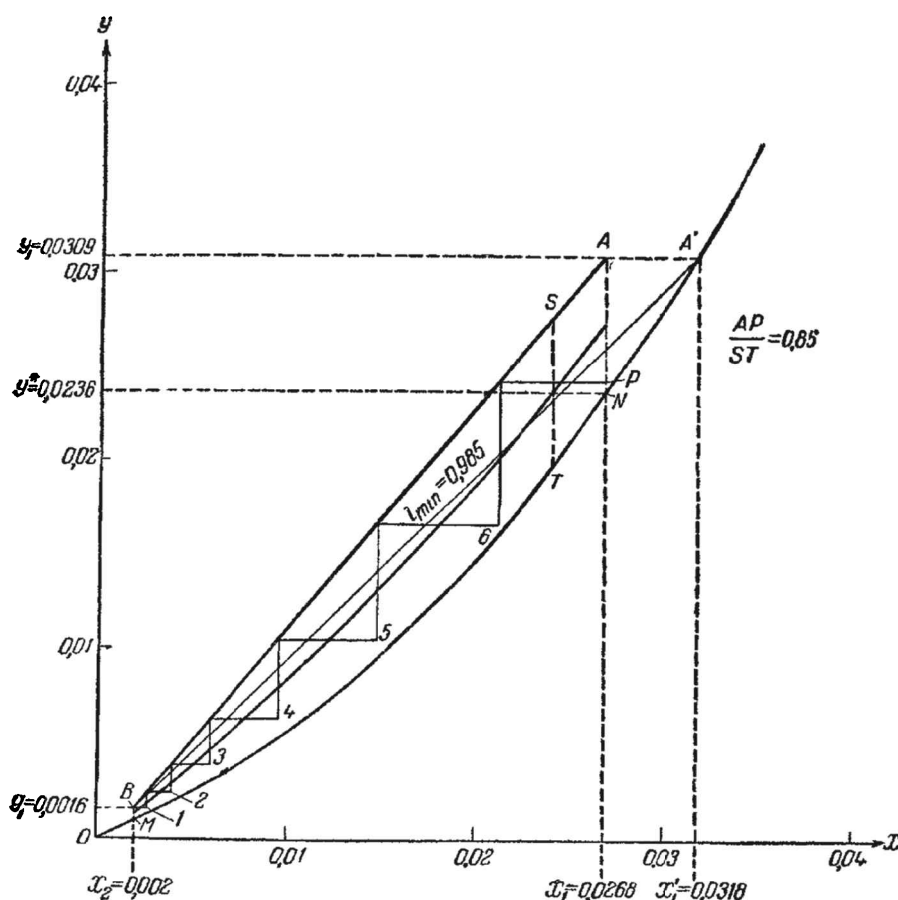


Рис. 6.5. Определение числа единиц переноса графическим методом (к примеру 6.4)

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

С целью определения высоты единицы переноса для газовой фазы h_y для неупорядоченных насадок воспользуемся уравнением (6.55):

$$h_y = 0,615 d_y \text{Re}_y^{0,345} \text{Pr}_y^{0,66},$$

где

$$\text{Re}_y = \frac{4W_r}{f\mu_r}; \quad W_r = \frac{G}{S_a} = \frac{4G}{\pi D_a^2}; \quad \text{Pr}_y = \frac{\mu_r}{\rho_r D_y},$$

где W_r – массовая скорость газа в сечении абсорбера, кг/(м²·с); μ_r – динамическая вязкость газа-носителя (для газов с низкой концентрацией загрязняющего компонента), $\mu_r = 0,018 \cdot 10^{-3}$ Па·с; G – массовый расход газовой фазы, $G = 12300/3600 = 3,33$ кг/с; S_a – поперечное сечение аппарата, $S_a = 1,54$ м²; ρ_r – плотность газовой фазы, $\rho_r = \rho_v = 1,29$ кг/м³; D_y – коэффициент диффузии аммиака в воздухе, м²/с.

Массовая скорость газа по формуле (6.48) составит:

$$W_r = \frac{4 \cdot 3,33}{3,14 \cdot 1,4^2} = 2,165 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

Число Рейнольдса газовой фазы по формуле (6.60):

$$\text{Re}_y = \frac{4 \cdot 2,165}{90 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3}} = 5346.$$

Коэффициент диффузии аммиака в воздухе при $t = 20$ °С определим по формуле (6.39):

$$D_y = D_0 \frac{p_0}{p} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2} = 17 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{1,03 \cdot 10^5}{1,03 \cdot 10^5} \left(\frac{273 + 20}{273} \right)^{3/2} = 18,9 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Здесь D_0 – коэффициент диффузии аммиака в воздухе при нормальных условиях, $D_0 = 17 \cdot 10^{-6}$ м²/с (см. табл. П.16 приложения); p_0 – атмосферное давление, $p_0 = 1,03 \cdot 10^5$ Па.

Определим по формуле (6.61) число Прандтля для газовой фазы:

$$\text{Pr}_y = \frac{0,018 \cdot 10^{-3}}{1,29 \cdot 18,9 \cdot 10^{-6}} = 0,79.$$

Значение высоты единицы переноса в газовой фазе по формуле (6.55):

$$h_y = 0,615 \cdot 0,035 \cdot 5346^{0,345} \cdot 0,79^{0,66} = 0,35 \cong 0,4 \text{ м}.$$

Для определения высоты единицы переноса для жидкой фазы h_x воспользуемся уравнением (6.58):

$$h_x = 119 \delta \text{Re}_y^{0,25} \text{Pr}_y^{0,5},$$

где δ – приведенная толщина пленки жидкости в насадке, м, определяемая по формуле (6.62):

$$\delta = \left(\frac{\mu_{ж}^2}{\rho_{ж}^2 g} \right)^{0,33} = \left[\frac{(10^{-3})^2}{1000^2 \cdot 9,81} \right]^{0,33} = 0,5 \cdot 10^{-4} \text{ м},$$

где $\mu_{ж} = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с, $\rho_{ж} = 1000$ кг/м³ – динамическая вязкость и плотность поглотителя, соответственно (см. табл. П.18 и П.19 приложения).

Определяем критерии подобия для жидкой фазы по формулам (6.60) и (6.61):

$$\text{Re}_x = \frac{4W_{\text{ж}}}{f \mu_{\text{ж}}}; \quad W_{\text{ж}} = \frac{q_{\text{оп}} \rho_{\text{ж}}}{3600} = \frac{9,063 \cdot 10^3 \cdot 1000}{3600} = 2,52 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

$$\text{Pr}_x = \frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} D_x},$$

где D_x - коэффициент диффузии аммиака в воде при $t = 20$ °С, определяемый по формуле (6.41), м²/с:

$$D_x = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 4,7 \sqrt{1} (26,7^{1/3} + 14,8^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{17} + \frac{1}{18}} = 0,00244 \cdot 10^{-6}$$

где $\mu_{\text{ж}} = 1$ мПа·с - динамический коэффициент вязкости жидкости; $\nu_A = 15,6 + 3 \cdot 3,7 = 26,7$ (для NH₃), $\nu_B = 23,7 + 7,4 = 14,8$ (для воды) - молярные объемы растворенного вещества и растворителя (см. табл. П.17 приложения); $M_A = 17$ кг/кмоль (для аммиака), $M_B = 18$ кг/кмоль (для воды) - молярные массы растворенного вещества и растворителя; $A_1 = 1$, $B_1 = 4,7$ - коэффициенты (см. табл. 6.2).

Тогда

$$\text{Re}_x = 4 \cdot 2,52 / (90 \cdot 1 \cdot 10^{-3}) = 112; \quad \text{Pr}_x = 1 \cdot 10^{-3} / (10^3 / 2,44 \cdot 10^{-9}) = 416,7.$$

По формуле (6.58) определяем число единиц переноса по жидкой фазе

$$h_x = 119 \cdot 0,5 \cdot 10^{-4} \cdot 112^{0,25} \cdot 416,7^{0,5} = 0,4 \text{ м}.$$

По формуле (6.54) - эквивалентную высоту единицы переноса h_3 :

$$h_3 = h_y + \frac{m}{l} h_x = 0,4 + (0,97/1,18) \cdot 0,4 = 0,73 \text{ м},$$

где m - тангенс угла наклона кривой равновесия к оси \bar{X} , $m = \frac{0,0309}{0,0318} = 0,97$ (определен из

рис. 6.4).

По формуле (6.53) находим высоту рабочей части абсорбера:

$$H_{\text{нас}} = h_3 n_T = 0,73 \cdot 6,85 = 5 \text{ м}.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления сухой беспорядочной кольцевой насадки при турбулентном движении газа ($\text{Re}_r > 40$) рассчитываем по формуле (6.66):

$$\lambda = \frac{16}{\text{Re}_y^{0,2}} = \frac{16}{5346^{0,2}} = 2,87,$$

гидравлическое сопротивление сухого абсорбера - по формуле (6.63):

$$\Delta p_c = \lambda \frac{H_{\text{нас}}}{d_3} \cdot \frac{\rho_r v_r^2}{2 \varepsilon^2} = 2,87 \cdot \frac{5}{0,035} \cdot \frac{1,29 \cdot 1,8^2}{2 \cdot 0,785^2} = 1390 \text{ Па},$$

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки определяем по уравнению (6.68):

$$\Delta p_{\text{оп}} = \Delta p_c 10^{\xi U} = 1390 \cdot 10^{51 \cdot 10^{-3} \cdot 9,063} = 4003 \text{ Па.}$$

где ξ – коэффициент для неупорядоченных керамических колец Рашига размером 50 мм, $\xi = 169/3600 = 51 \cdot 10^{-3}$; 169 – коэффициент сопротивления насадки (см. табл. 6.3); U – плотность орошения, $U = 9,063 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Пример 6.5. Определить скорость газа, соответствующую началу подвисяния жидкости в колонне с насадкой из регулярно уложенных колец размером $50 \times 50 \times 5$ мм. Расход газа $G_r = 12300$ кг/ч, расход жидкости $L = 14500$ кг/ч. Температура газа $t_r = 25$ °С.

Решение. Для регулярно уложенных колец указанного размера находим по табл. П.14 приложения: $f = 110 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $\varepsilon = 0,735$. Эквивалентный диаметр насадки определяем по формуле (6.59):

$$d_3 = \frac{4\varepsilon}{f} = \frac{4 \cdot 0,735}{110} = 0,0267 \text{ м.}$$

Определяем критерий Архимеда по формуле (6.20):

$$Ar = \frac{g d_3^3 \rho_r (\rho_{\text{ж}} - \rho_r)}{\mu_r^2} = \frac{9,81 \cdot 0,0267^3 \cdot 1,16 (1000 - 1,16)}{(0,185 \cdot 10^{-4})^2} = 6,45 \cdot 10^8.$$

где ρ_r — плотность газа (воздуха) при 25 °С, $\rho_r = 1,16 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости (воды) при 25 °С, $\rho_{\text{ж}} = 1000 \text{ кг/м}^3$; μ_r — динамическая вязкость газа (воздуха) при 25 °С, $\mu_r = 0,185 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

Находим значение Re_y' по формуле (6.19):

$$Re_y' = 0,045 Ar^{0,57} \left(\frac{G}{L} \right)^{0,43} = 0,045 (6,45 \cdot 10^8)^{0,57} \left(\frac{12300}{14500} \right)^{0,43} = 4430.$$

Фиктивную скорость газа $v_{\text{кр}}$, соответствующую началу подвисяния жидкости, вычисляем по формуле

$$v_{\text{кр}} = \frac{Re_y' f \mu_r}{4 \rho_r} = \frac{4430 \cdot 110 \cdot 0,185 \cdot 10^{-4}}{4 \cdot 1,16} = 1,93 \text{ м/с.}$$

Пример 6.6. Определить сопротивление слоя регулярно уложенной насадки из колец размером $50 \times 50 \times 5$ мм. Высота насадки $H_{\text{нас}} = 11,5$ м, плотность орошения $U = 7,2 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. Массовая скорость газа $W_r = 1,7 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$, температура газа $t_r = 25$ °С.

Решение. Находим критерий Рейнольдса для газа по формуле (6.60):

$$Re_y = \frac{4W_r}{f \mu_r} = \frac{4 \cdot 1,7}{110 \cdot 0,185 \cdot 10^{-4}} = 3370.$$

где $f = 110 \text{ м}^2/\text{м}^3$; μ_r — динамическая вязкость газа (воздуха) при 25 °С, $\mu_r = 0,185 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

Коэффициент сопротивления регулярной насадки определяем по формуле (6.67):

$$\lambda = \frac{9,2}{3370^{0,375}} = 0,44.$$

Соппротивление сухой насадки рассчитываем по формуле (6.63):

$$\Delta p_c = \lambda \frac{H_{\text{нас}}}{d_s} \cdot \frac{\rho_r v_r^2}{2\varepsilon^2} = 0,44 \cdot \frac{11,5}{0,027} \cdot \frac{1,16 \cdot 1,46^2}{2 \cdot 0,735^2} = 432 \text{ Па},$$

где $d_s = 0,027$ м; ρ_r — плотность газа (воздуха) при 25 °С, $\rho_r = 1,16$ кг/м³; $\varepsilon = 0,735$; v_r — фиктивная скорость газа:

$$v_r = W_r/\rho_r = 1,7/1,16 = 1,46 \text{ м/с},$$

сопротивление орошаемой насадки - по формуле (6.64):

$$\Delta p_{\text{ор}} = 432(1+0,04 \cdot 7,2) = 555 \text{ Па}.$$

Пример 6.7. Рассчитать насадочный абсорбер для поглощения аммиака водой в условиях примеров 6.4, 6.5 и 6.6. Насадка — регулярно уложенные кольца размером $50 \times 50 \times 5$ мм.

Решение.

Определение диаметра абсорбера. Принимаем рабочую фиктивную скорость газа

$$v_r = 0,85 v_{\text{кр}} = 1,85 \cdot 1,93 = 1,64 \text{ м/с},$$

где $v_{\text{кр}}$ — скорость, соответствующая началу подвисяния (см. пример 6.5).

Объемный расход газа при плотности $\rho_r = 1,16$ кг/м³ составляет:

$$Q_r = \frac{G}{\rho_r} = \frac{12300}{1,16} = 10600 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Площадь сечения абсорбера по уравнению расхода равна:

$$S_a = \frac{Q_r}{v_r} = \frac{10600}{3600 \cdot 1,64} = 1,8 \text{ м}^2.$$

Этой площади соответствует диаметр абсорбера $D_a = 1,52$ м. Принимаем (см. табл. П.21 приложения) диаметр колонного аппарата $D_a = 1,6$ м, соответствующий площади сечения $S_a = 2,02 \text{ м}^2$.

Определение коэффициента смачиваемости. Расход жидкости при ее плотности $\rho_{\text{ж}} = 1000$ кг/м³ составляет

$$Q_{\text{ж}} = L/\rho_{\text{ж}} = 14500/1000 = 14,5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Находим плотность орошения:

$$U = Q_{\text{ж}}/S_a = 14,5/2,02 = 7,2 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Оптимальная плотность орошения по формуле (6.21) будет равна

$$U_{\text{опт}} = b f = 0,158 \cdot 110 = 17,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

где $b = 0,158$ (см. табл.6.2); $f = 110 \text{ м}^2/\text{м}^3$ (см. табл. П.14 приложения).

Отношению $U/U_{\text{опт}} = 7,2/17,4 = 0,415$ соответствует коэффициент смачиваемости $\phi = 0,45$ (рис. 6.6).

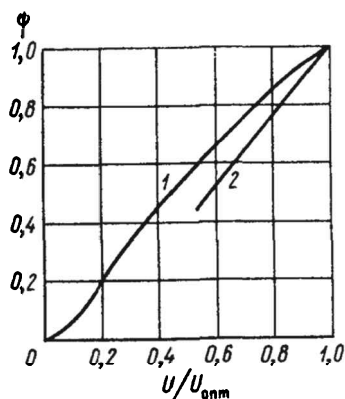


Рис. 6.6. Коэффициенты смачиваемости ϕ при различном отношении $U/U_{\text{опт}}$:
 1 – на насадке из колец; 2 – на деревянной хордовой насадке

Определение высоты единицы переноса для газовой фазы. Массовая скорость газа по формуле (6.48) составляет

$$W_r = \frac{G}{S_a} = \frac{12300}{3600 \cdot 2,02} = 1,7 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Критерий Рейнольдса для газа $Re_y = 3370$ (см. пример 6.6). Диффузионный критерий Прандтля для газа при 25°C определяем по формуле (6.61):

$$Pr_y' = \frac{\mu_r}{\rho_r D_y} = \frac{0,185 \cdot 10^{-4}}{1,16 \cdot 0,195 \cdot 10^{-4}} = 0,818,$$

где μ_r – вязкость газа, $\mu_r = 0,185 \cdot 10^{-4}$ Па·с; ρ_r – плотность газа, $\rho_r = 1,16$ кг/м³; D_y – коэффициент диффузии аммиака в воздухе, $D_y = 0,195 \cdot 10^{-4}$ м²/с.

При $\varepsilon = 0,735$ (см. табл. П.14 приложения) и $a = 8,13$ определяем по формуле (6.57) высоту единицы переноса для газовой фазы

$$h_y = \frac{a\varepsilon}{\psi f} Re_y^{0,25} Pr_y'^{0,33} = \frac{8,13 \cdot 0,735}{0,45 \cdot 110} \cdot 3370^{0,25} \cdot 0,818^{0,33} = 0,91 \text{ м}.$$

Определение высоты единицы переноса для жидкой фазы. Массовая скорость жидкости по формуле (6.48) составляет:

$$W_{\text{ж}} = \frac{L}{3600 S_a} = \frac{14500}{3600 \cdot 2,02} = 2 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Находим критерий Рейнольдса для жидкой фазы по формуле (6.60):

$$Re_x = \frac{4W_{\text{ж}}}{f \mu_{\text{ж}}} = \frac{4 \cdot 2}{110 \cdot 0,85 \cdot 10^{-3}} = 85,$$

где f — удельная площадь поверхности насадки, $f = 110$ м²/м³; $\mu_{\text{ж}}$ — динамическая вязкость воды при средней температуре 27°C , $\mu_{\text{ж}} = 0,85 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Диффузионный критерий Прандтля для жидкости при $t = 27^\circ\text{C}$ определяем по формуле (6.61):

$$\text{Pr}_x = \frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} D_x} = \frac{0,85 \cdot 10^{-3}}{1000 \cdot 0,208 \cdot 10^{-8}} = 565,$$

где $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости, $\rho_{\text{ж}} = 1000 \text{ кг/м}^3$; $D_{\text{ж}}$ — коэффициент диффузии аммиака в воде, $D_{\text{ж}} = 0,208 \cdot 10^{-8} \text{ м}^2/\text{с}$.

Рассчитываем приведенную толщину пленки по формуле (6.62):

$$\delta_{\text{пр}} = \left[\frac{(0,85 \cdot 10^3)^2}{1000^2 \cdot 9,81} \right]^{1/3} = 4,2 \cdot 10^{-5} \text{ м}.$$

По формуле (6.58) найдем высоту единицы переноса для жидкой фазы:

$$h_x = 119 \delta_{\text{пр}} \text{Re}_x^{0,25} \text{Pr}_x^{0,5} = 119 \cdot 4,2 \cdot 10^{-5} \cdot 85^{0,25} \cdot 565^{0,5} = 0,407 \text{ м}.$$

Определение высоты единицы переноса. Средний наклон линии равновесия определяем как наклон хорды, проведенной через точки M и N (см. рис. 6.5), ограничивающие рабочий участок линии равновесия:

$$k = \frac{Y_1^* - Y_2^*}{X_1 - X_2} = \frac{0,0236 - 0,0009}{0,0268 - 0,002} = 0,915,$$

где Y_1^* и Y_2^* — ординаты точек N и M , а X_1 и X_2 — абсциссы этих точек.

По формуле (6.54) находим высоту единицы переноса:

$$h_y = h_x + \frac{m}{l} h_x = 0,91 + \frac{0,915}{1,18} \cdot 0,407 = 1,23 \text{ м},$$

где $m = k = 0,915$.

Определение высоты насадки. Число единиц переноса $n_t = 7,4$ (см. пример 6.4). Высота насадки по формуле (6.53) составляет:

$$H_{\text{нас}} = h_y n_t = 1,23 \cdot 7,4 = 9,1 \text{ м}.$$

С запасом 25 % принимаем:

$$H_{\text{нас}} = 1,25 \cdot 9,1 = 11,5 \text{ м}.$$

Пример 6.8. Противоточный насадочный абсорбер для поглощения паров ацетона из воздуха орошается водой в количестве $L = 3000 \text{ кг/ч}$. Средняя температура в абсорбере $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$. Через абсорбер пропускается снизу под атмосферным давлением смесь воздуха с парами ацетона, содержащая $y_n = 6 \text{ \% (об.)}$ ацетона. Чистого воздуха в этой смеси содержится $Q_r = 1400 \text{ м}^3/\text{ч}$ (считая на нормальные условия). Начальная концентрация ацетона в воде, подаваемой на верх абсорбера, $X_n = 0$. Скорость газа принять на 25 % меньше скорости захлебывания. Коэффициент массопередачи $K_y = 0,4 \text{ кмоль ацетона}/[\text{м}^2 \cdot \text{ч} \times (\text{кмоль ацетона}/\text{кмоль воздуха})]$. Коэффициент смоченности насадки $\psi = 1$. В абсорбере улавливается 98 % ацетона ($\eta = 0,98$).

Уравнение линии равновесия:

$$Y^* = 1,68 X,$$

где Y^* и X выражены в киломолях ацетона на 1 кмоль второго компонента, т. е. воздуха или воды.

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

Найти диаметр и высоту абсорбера, заполненного керамическими кольцами размером $25 \times 25 \times 3$ мм.

Решение. Количество поглощаемого ацетона по уравнению материального баланса (6.10) для газовой фазы с учетом формулы (6.8):

$$M = \frac{Q_{г} y_{н} \eta}{(1 - y_{н}) 22,4} = \frac{1400 \cdot 0,06 \cdot 0,98}{(1 - 0,06) 22,4} = 3,9 \text{ кмоль/ч,}$$

Конечную концентрацию ацетона в воде, вытекающей внизу из абсорбера, определяем по уравнению материального баланса (6.10) для жидкой фазы

$$X_{н} = \frac{M}{L/M_{в}} = \frac{3,9}{3000/18} = 0,0234 \text{ кмоль ацетона/кмоль воды.}$$

Начальная относительная мольная концентрация ацетона в воздухе внизу при входе в абсорбер составляет

$$Y_{н} = \frac{y_{н}}{1 - y_{н}} = \frac{0,06}{1 - 0,06} = 0,0639 \text{ кмоль ацетона/кмоль воздуха,}$$

конечная относительная мольная концентрация ацетона в воздухе, выходящем из абсорбера:

$$Y_{к} = \frac{y_{н}(1 - \eta)}{1 - y_{н}(1 - \eta)} = \frac{0,06(1 - 0,98)}{1 - 0,06(1 - 0,98)} = 0,0012 \text{ кмоль ацетона/(кмоль воздуха).}$$

По этим точкам на диаграмме $Y - X$ (рис. 6.7) нанесена рабочая линия; ниже проведена равновесная линия по уравнению $Y^* = 1,68 X$.

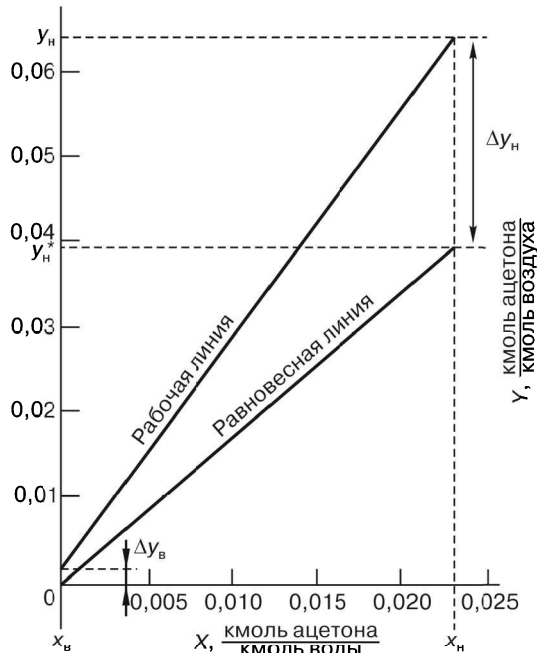


Рис. 6.7. Фазовая диаграмма (к примеру 6.8)

Находим по формуле (6.22) движущую силу абсорбции по газовой фазе внизу абсорбера:

$$\Delta Y_{н} = Y_{н} - Y_{н}^* = 0,0639 - 0,0393 = 0,0246 \text{ кмоль ацетона/кмоль воздуха.}$$

Значение $Y_{н}^*$ находим по уравнению равновесной линии для $X_{н}$, соответствующего низу абсорбера:

$$Y_{\text{н}}^* = 1,68 X_{\text{н}} = 1,68 \cdot 0,0234 = 0,0393 \text{ кмоль ацетона/кмоль воздуха.}$$

Определим по формуле (6.23) движущую силу абсорбции на верху абсорбера:

$$\Delta Y_{\text{к}} = Y_{\text{к}} - Y_{\text{к}}^* = 0,0012 - 0 = 0,0012 \text{ кмоль ацетона/кмоль воздуха.}$$

Среднюю движущую силу рассчитываем по формуле (6.24):

$$\Delta Y_{\text{ср}} = \frac{\Delta Y_{\text{н}} - \Delta Y_{\text{к}}}{2,3 \cdot \lg(\Delta Y_{\text{н}} / \Delta Y_{\text{к}})} = \frac{0,0246 - 0,0012}{2,3 \cdot \lg(0,0246 / 0,0012)} = 0,0079 \text{ кмоль ацетона/кмоль воздуха.}$$

Требуемую поверхность массопередачи находим по уравнению (6.28):

$$S_{\text{к}} = \frac{M}{K_{\text{в}} \Delta Y_{\text{ср}}} = \frac{3,9}{0,4 \cdot 0,0079} = 1230 \text{ м}^2.$$

Объем слоя керамических колец, необходимый для создания найденной поверхности, при коэффициенте смоченности насадки $\psi = 1$:

$$V_{\text{нас}} = H_{\text{нас}} S_{\text{а}} = \frac{S_{\text{к}}}{f} = \frac{1230}{204} = 6 \text{ м}^3.$$

где $f = 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$ — удельная площадь поверхности насадки (см. табл. П.14 приложения).

Определим сечение абсорбера. По уравнению (6.18) вычислим фиктивную скорость газа в точке инверсии $v_{\text{кр}}$, пренебрегая небольшим содержанием ацетона в жидкости и газе.

Значения входящих в уравнение величин следующие:

$$L = 3000 \text{ кг/ч}; \rho_{\text{г}} = \rho_0 \frac{T_0}{T} = 1,293 \cdot \frac{273}{273 + 20} = 1,2 \text{ кг/м}^3;$$

$$G = Q_{\text{г}} \rho_{\text{г}} = 1400 \cdot 1,2 = 1810 \text{ кг/ч}; \rho_{\text{ж}} = 1000 \text{ кг/м}^3;$$

$$L/G = 3000/1810 = 1,66; \rho_{\text{г}} / \rho_{\text{ж}} = 1,2/1000 = 0,0012;$$

$$\mu_{\text{ж}} = 1 \text{ мПа}\cdot\text{с}; \quad \varepsilon = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Подставляем эти значения в формулу (6.18):

$$\lg \left[\frac{v_{\text{кр}}^2 \cdot 204 \cdot 0,0012}{9,81 \cdot 0,74^3} \cdot 1^{0,16} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot 1,66^{0,25} \cdot 0,0012^{0,125},$$

откуда $v_{\text{кр}} = 1,56 \text{ м/с}$.

По условию (6.17) берем рабочую фиктивную скорость газа $v_{\text{г}}$ на 25 % меньше:

$$v_{\text{г}} = 0,75 v_{\text{кр}} = 0,75 \cdot 1,56 = 1,17 \text{ м/с.}$$

Площадь поперечного сечения абсорбера по уравнению расхода газа равна

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

$$S_a = \frac{G}{\rho_r v_r} = \frac{1810}{3600 \cdot 1,2 \cdot 1,17} = 0,358 \text{ м}^2.$$

Отсюда диаметр абсорбера

$$D_a = \sqrt{\frac{4 S_a}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,358}{3,14}} = 0,675 \text{ м.}$$

Требуемая высота насадки равна

$$H_{\text{нас}} = V_{\text{нас}} / S_a = 6 / 0,358 = 16,8 \text{ м.}$$

Пример 6.9. В абсорбере аммиак поглощается водой из газа под атмосферным давлением. Начальное содержание аммиака в газе $Y_n = 0,03$ кмоль/(кмоль инертного газа). Степень извлечения $\eta = 90 \%$. Вода, выходящая из абсорбера, содержит аммиака $X_n = 0,02$ кмоль/(кмоль воды). Путем отвода теплоты в абсорбере поддерживается постоянная температура.

Данные о равновесных концентрациях аммиака в жидкости и газе при температуре поглощения приведены в табл. 6.6.

Т а б л и ц а 6.6

Равновесные концентрации аммиака в газе и в воде

X , кмоль аммиака/ кмоль воды	Y^* , кмоль аммиака/ кмоль инертного газа	X , кмоль аммиака/ кмоль воды	Y^* , кмоль аммиака/ кмоль инертного газа
0	0	0,015	0,0183
0,005	0,0045	0,020	0,0273
0,010	0,0102	0,023	0,0327
0,0125	0,0138		

Определить требуемое число единиц переноса n_y : 1) графическим построением; 2) методом графического интегрирования.

Решение. По данным табл. 6.6 на рис. 6.8 построена равновесная линия AB и нанесена рабочая линия CD . Она проходит через точку C с координатами $X_b = 0$, $Y_b = 0,03(1 - 0,9) = 0,003$ (верх абсорбера) и точку D с координатами $X_n = 0,02$, $Y_n = 0,03$ (низ абсорбера).

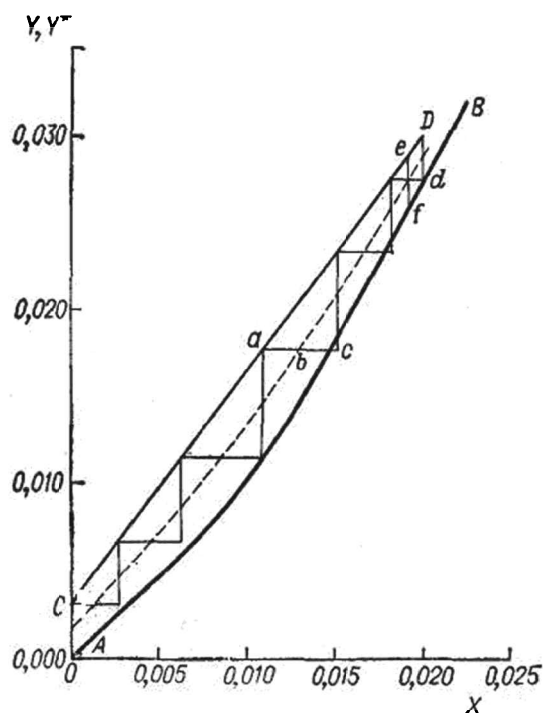


Рис. 6.8. Фазовая диаграмма (к примеру 6.9)

Число единиц переноса n_y находим следующим путем. Отрезки ординат между рабочей и равновесной линиями разделены пополам; через их середины проведена вспомогательная пунктирная линия. Затем, начиная от точки C , построение выполнено таким образом, что для каждой ступени $ab = bc$. Каждая из полученных ступеней представляет собой единицу переноса, т. е. каждой ступени соответствует такой участок аппарата, на котором изменение рабочей концентрации $(Y_1 - Y_2)$ равно средней движущей силе на этом участке $(Y - Y^*)_{\text{ср}}$.

Всего получено $n_y = 5,82$ ступени (последняя неполная ступень равна отношению отрезков $Dd/ef = 0,82$).

Как следует из графика (см. рис. 6.8), на нижнем участке кривой равновесия, где ее наклон меньше наклона рабочей линии, единица переноса меньше ступени изменения концентрации; на верхнем участке равновесной линии, где ее наклон больше наклона рабочей линии, наблюдается обратная картина.

Для определения числа единиц переноса методом графического интегрирования по данным табл. 6.6 и рис. 6.8 составляем табл. 6.7.

Т а б л и ц а 6.7

Данные для определения числа единиц переноса

X	Y	Y^*	$Y - Y^*$	$\frac{1}{Y - Y^*}$
0	0,003	0	0,003	333
0,005	0,0097	0,0045	0,0052	193
0,010	0,0165	0,0102	0,0063	159
0,0125	0,0200	0,0138	0,0062	161
0,015	0,0234	0,0183	0,0051	196
0,020	0,0300	0,0273	0,0027	371

По данным табл. 6.7 строим график $1/(Y - Y^*) = f(Y)$ — рис. 6.9.

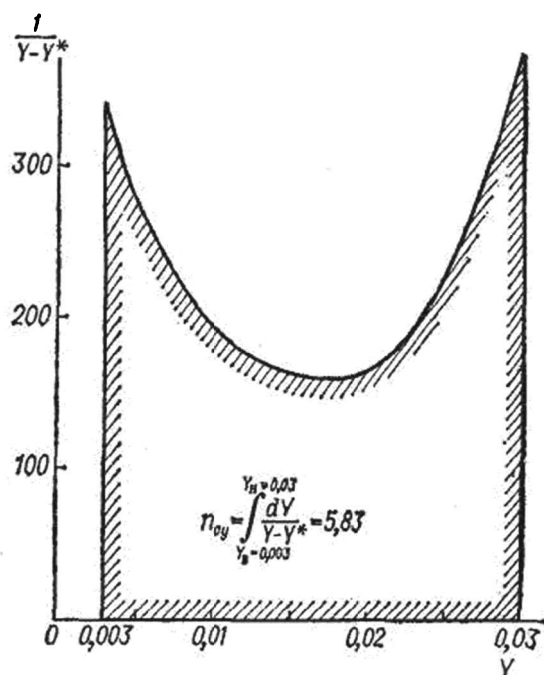


Рис. 6.9. Определение числа единиц переноса методом графического интегрирования (к примеру 6.9)

Подсчитываем на этом графике отмеченную штриховкой площадь (например, методом трапеций). Величина этой площади дает значение интеграла

$$\int_{Y_k=0,003}^{Y_n=0,03} \frac{dY}{Y - Y^*},$$

т. е. число единиц переноса $n_y = 5,83$.

Пример 6.10. В абсорбере с неупорядоченной насадкой из керамических колец $50 \times 50 \times 5$ мм поглощается диоксид углерода CO_2 водой из газа под давлением $p_{\text{абс}} = 1,57$ МПа (16 кгс/см²) при температуре $t = 22$ °С. Средняя молярная масса газа $M_r = 20,3$ кг/кмоль, динамическая вязкость газа при рабочих условиях $\mu_r = 1,31 \cdot 10^{-5}$ Па·с, коэффициент диффузии CO_2 в инертной части газа $D_y = 1,7 \cdot 10^{-6}$ м²/с. Средняя фиктивная скорость газа в скруббере $v_r = 0,041$ м/с, плотность орошения (фиктивная скорость жидкости) $U = 0,064$ м³/(м²·с). Определить общую высоту единицы переноса h_s , принимая коэффициент смоченности насадки $\psi = 1$.

Решение. Общую высоту единицы переноса рассчитываем по формуле (6.54):

$$h_s = h_y + \frac{m}{l} h_x.$$

По формуле (6.55) находим h_y — высоту единицы переноса для газовой фазы:

$$h_y = 0,615 d_s \text{Re}_r^{0,345} \text{Pr}_r^{0,66}.$$

Характеристики насадки берем из табл. П.14 приложения:

$$\varepsilon = 0,785 \text{ м}^3/\text{м}^3, \quad f = 90 \text{ м}^2/\text{м}^3, \quad d_s = 0,035 \text{ м}.$$

Число Рейнольдса газовой фазы:

$$\text{Re}_r = \frac{4v_r \rho_r}{f \mu_r} = \frac{4 \cdot 0,041 \cdot 13,4}{90 \cdot 1,31 \cdot 10^{-5}} = 1920.$$

Здесь плотность газа определена по уравнению Клапейрона:

$$\rho_r = \frac{M_r p T_0}{22,4 p_0 T} = \frac{20,2 \cdot 16 \cdot 273}{22,4 \cdot 1 \cdot (273 + 22)} = 13,4 \text{ кг/м}^3.$$

Число Прандтля для газовой фазы по формуле (6.61):

$$\text{Pr}_r = \frac{1,31 \cdot 10^{-5}}{13,4 \cdot 1,7 \cdot 10^{-6}} = 0,575$$

Тогда высота единицы переноса для газовой фазы будет равна

$$h_y = 0,615 \cdot 0,036 \cdot 1920^{0,345} \cdot 0,575^{0,66} = 0,205 \text{ м.}$$

Высоту единицы переноса для жидкой фазы h_x находим по формуле (6.58):

$$h_x = 119 \delta_{\text{пр}} \text{Re}_j^{0,25} (\text{Pr}_j)^{0,5}.$$

Значения физико-химических констант для воды при $t = 22 \text{ }^\circ\text{C}$ (см. табл. П.18 – П.20 приложения): $\rho_j = 1000 \text{ кг/м}^3$; $\mu_j = 0,958 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$; $D_j = 1,87 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$.

Приведенная толщина жидкой пленки по формуле (6.62) составляет

$$\delta_{\text{пр}} = \left(\frac{\mu_j^2}{g \rho_j} \right)^{1/3} = \left(\frac{0,958^2 \cdot 10^{-6}}{9,81 \cdot 10^6} \right)^{1/3} = 4,55 \cdot 10^{-5} \text{ м.}$$

По формуле (6.21) и условию задачи находим плотность орошения:

$$\frac{L}{S_a \rho_j} = 0,064 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

где L — массовый расход жидкости, кг/с.

Массовую плотность орошения определим по формуле

$$W_j = \frac{L}{S_a} = 0,064 \rho_j = 0,064 \cdot 1000 = 64 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

По уравнению (6.60) рассчитаем число Рейнольдса для жидкой фазы:

$$\text{Re}_x = \frac{4W_j}{f \psi \mu_j} = \frac{4 \cdot 64}{90 \cdot 1 \cdot 0,958 \cdot 10^{-3}} = 3060,$$

- по уравнению (6.61) - число Прандтля для жидкой фазы

$$\text{Pr}_j = \frac{\mu_j}{\rho_j D_x} = \frac{0,958 \cdot 10^{-3}}{1000 \cdot 1,87 \cdot 10^{-9}} = 512.$$

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

Тогда высота единицы переноса для жидкой фазы будет равна

$$h_x = 119 \cdot 4,55 \cdot 10^{-5} \cdot 3060^{0,25} \cdot 512^{0,5} = 0,91 \text{ м.}$$

Находим отношение мольных расходов газа и жидкости G/L . Из уравнения расхода для газа $v_r = G M_r / (\rho_r S_a)$ получаем плотность расхода газа в колонне:

$$\frac{G}{S_a} = \frac{v_r \rho_r}{M_r} = \frac{0,041 \cdot 13,4}{20,3} = 0,0271 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$$

Плотность орошения для жидкости определяем по формуле

$$\frac{W_{\text{ж}}}{M_{\text{ж}}} = \frac{64}{18} = 3,56 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Отсюда

$$\frac{1}{l} = \frac{G}{L} = \frac{0,0271}{3,56} = 0,0076.$$

Коэффициент распределения m в уравнении линии равновесия (6.4) равен

$$m = \frac{E}{p} = \frac{1,144 \cdot 10^6 \cdot 133}{1,57 \cdot 10^6} = 97,3,$$

где коэффициент Генри $E = 1,144 \cdot 10^6$ мм рт. ст. (при $t = 22$ °С) получен интерполяцией данных табл. П.15 приложения

Тогда общая высота единицы переноса в соответствии с формулой (6.54) составит

$$h_s = h_y + \frac{m}{l} h_x = 0,205 + 97,3 \cdot 0,0076 \cdot 0,91 = 0,88 \text{ м.}$$

Пример 6.11. Рассчитать насадочный абсорбер для улавливания аммиака из газовой смеси водой. Исходные данные: количество газовой смеси, поступающей на установку синтеза аммиака, при нормальных условиях $Q_r = 45000 \text{ нм}^3/\text{ч}$ ($12,5 \text{ м}^3/\text{с}$); температура газовой смеси $t_{r0} = 450$ °С; начальная объемная концентрация аммиака в газовой фазе $y_n = 12$ % (об.); степень извлечения аммиака $\eta = 95$ %; начальная массовая концентрация аммиака в воде $\bar{x}_n = 0,2$ % (масс.); степень насыщения воды аммиаком $\phi = 0,75$; начальная температура воды, поступающей в абсорбер, $t_{\text{ж}} = 15$ °С; абсорбер работает под атмосферным давлением $p = 1,03 \cdot 10^5$ Па (760 мм рт. ст.).

Решение.

1. *Материальный баланс.*

Начальные относительные массовые составы газовой и жидкой фаз определяем по формулам

$$\bar{X}_n = \frac{\bar{x}_n}{100 - \bar{x}_n} = \frac{0,2}{100 - 0,2} = 0,002 \text{ кг/кг воды,}$$
$$\bar{Y}_n = \frac{M_k}{M_n} \cdot \frac{y_n}{100 - y_n} = \frac{17}{29} \cdot \frac{12}{100 - 12} = 0,08 \text{ кг/кг воздуха.}$$

Концентрацию аммиака в газовой смеси на выходе из абсорбера – по формуле:

$$\bar{Y}_k = \bar{Y}_n(1 - \eta) = 0,08(1 - 0,95) = 0,004 \text{ кг/кг воздуха.}$$

Количество аммиака переходящего из газовой смеси в поглотитель-воду, определяем по уравнению материального баланса (6.10).

$$M = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = L(\bar{X}_k - \bar{X}_n).$$

Определение равновесной концентрации аммиака и построение линии равновесия выполняем в следующей последовательности.

Порядок расчета. Задаваясь рядом значений \bar{X}_k — конечных концентраций аммиака в жидкости, вытекающей из абсорбера, рассчитываем температуру жидкости t_2 по формуле (6.16) и соответствующие значения коэффициента Генри E . Далее пересчитываем относительные массовые концентрации \bar{X} в мольные доли x и по уравнению (6.2) находим значения парциальных давлений аммиака p^* при равновесии и определяем равновесную концентрацию аммиака \bar{Y}^* в газовой фазе по формуле (6.6):

$$\bar{Y}^* = \frac{M_k}{M_{н.г}} \cdot \frac{p^*}{p - p^*} = \frac{17}{29} \cdot \frac{p^*}{760 - p^*} = 0,588 \cdot \frac{p^*}{760 - p^*},$$

где 17 и 29 — молярные массы NH_3 и воздуха, кг/кмоль.

Результаты расчета сведены в табл. 6.8.

Т а б л и ц а 6.8

Результаты расчета условий равновесия в примере 6.11

\bar{X} , кг/кг	0,002	0,005	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05	0,06
$\bar{x} = \bar{X} / (1 + \bar{X})$	0,002	0,005	0,01	0,02	0,029	0,0385	0,0476	0,057
$x = \frac{M_{\text{H}_2\text{O}} \bar{X}}{M_{\text{H}_2\text{O}} \bar{X} + M_{\text{NH}_3}}$	0,0021	0,0053	0,01	0,02	0,031	0,0406	0,05	0,06
$t = 15 + \frac{2700 \cdot 10^3}{4190} (\bar{X} - 0,002), ^\circ\text{C}$	15	16,5	19	23,9	28,8	33,8	38,5	43,7
$E = 10^{9,343 - 1922/T}$, мм рт. ст.	501	506	577	740	944	1197	1503	1881
$p^* = E x$, мм рт. ст.	1,05	2,66	6,05	14,8	29,3	48,6	71,5	107,2
$\bar{Y}^* = \frac{0,588 p^*}{760 - p^*}$, кг/кг	0,0008	0,002	0,0047	0,012	0,023	0,04	0,06	0,097

При парциальном давлении NH_3 в поступающем газе $p_n = 1,013 \cdot 10^5 \cdot 0,12 = 0,122 \cdot 10^5$ Па равновесная концентрация NH_3 в жидкости, вытекающей из абсорбера, составит $\bar{X}_k^* = 0,056$ кг/кг. При степени насыщения воды аммиаком $\eta = 0,75$ конечная концентрация аммиака в жидкости равна

$$\bar{X}_k = \bar{X}_k^* \eta = 0,056 \cdot 0,75 = 0,042 \text{ кг/кг воды.}$$

Принимаем условие, что газовая смесь, поступающая на установку из колонны синтеза,

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

перед подачей в абсорбер охлаждается в холодильнике до $t_r = 20$ °С. В этом случае объем газовой смеси, поступающей в абсорбер, по уравнению Клапейрона равен:

$$Q_r = Q_{r,0} \frac{t_r + 273}{t_{r,0} + 273} = 12,5 \cdot \frac{20 + 273}{450 + 273} = 5,07 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Количество аммиака, поступающего в абсорбер,

$$G_{\text{NH}_3} = Q_r y_n \rho_{\text{NH}_3} = 5,07 \cdot 0,12 \cdot 0,717 = 0,436 \text{ кг/с},$$

где ρ_{NH_3} — плотность аммиака при 20 °С, $\rho_{\text{NH}_3} = 0,717 \text{ кг/м}^3$.

Количество воздуха, поступающего в абсорбер,

$$G_b = Q_r (1 - y_n) \rho_b = 5,07 (1 - 0,12) 1,2 = 5,354 \text{ кг/с},$$

где ρ_b — плотность воздуха при 20 °С, $\rho_b = 1,2 \text{ кг/м}^3$.

Плотность газа, поступающего на абсорбцию, составляет

$$\rho_r = (G_{\text{NH}_3} + G) / Q_r = (0,436 + 5,354) / 5,07 = 1,14 \text{ кг/м}^3.$$

Рассчитаем количество поглощенного аммиака:

$$M = G_{\text{NH}_3} \eta = 0,436 \cdot 0,75 = 0,327 \text{ кг/с}.$$

Массовое количество газа, поступающего в абсорбер, находим по формуле

$$G = Q_r \rho_r = 5,07 \cdot 1,14 = 5,78 \text{ кг/с}.$$

Расход воды в абсорбере определяем по формуле (6.10):

$$L = \frac{M}{X_k - X_n} = \frac{0,414}{0,042 - 0,002} = 10,35 \text{ кг/с (0,0104 м}^3/\text{с)}.$$

2. Определение скорости газа и диаметра абсорбера.

Принимаем в качестве регулярной насадки керамические кольца Рашига размером $50 \times 50 \times 5$ мм. Характеристика насадки: удельная площадь поверхности $110 \text{ м}^2/\text{м}^3$; свободный объем $0,735 \text{ м}^3/\text{м}^3$; эквивалентный диаметр $0,027$ м (см. табл. П.14 приложения).

Предельную скорость газа в насадочных абсорберах определяем по формуле (6.18):

$$\lg \left[\frac{v_{\text{кр}}^2 \cdot 110 \cdot 1,14}{9,81 \cdot 0,735^3 \cdot 1000} \left(\frac{1}{1} \right)^{0,16} \right] = 0,022 - 1,75 \left(\frac{10,35}{5,78} \right)^{0,25} \left(\frac{1,14}{1000} \right)^{0,125};$$

$$\lg 0,0322 \cdot v_{\text{кр}}^2 = -0,845 = \bar{1},155; \quad 0,0322 \cdot v_{\text{кр}}^2 = 0,1429; \quad v_{\text{кр}} = 2,1 \text{ м/с},$$

рабочую скорость газа в абсорбере - по формуле (6.17):

$$v_r = 0,8 v_{\text{кр}} = 0,8 \cdot 2,1 = 1,68 \text{ м/с}.$$

Диаметр колонного абсорбера равен

$$D_a = \sqrt{\frac{4 Q_r}{\pi v_r}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,07}{3,14 \cdot 1,68}} = 1,6 \text{ м}.$$

Выбираем стандартный диаметр абсорбера $D_a = 1,8$ м (см. табл. П.21 приложения).
Плотность орошения абсорбера рассчитываем по формуле (6.21):

$$U = \frac{L}{0,785 D_a^2} = \frac{10,35 \cdot 3600}{1000 \cdot 0,785 \cdot 1,8^2} = 14,65 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Оптимальная плотность орошения по этой же формуле:

$$U_{\text{опт}} = b f = 0,158 \cdot 110 = 17,38 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Так как $U/U_{\text{опт}} = 14,65/17,38 = 0,83$, поверхность насадки смочена не полностью. Для увеличения U и снижения $U_{\text{опт}}$ выбираем насадку другого типа (с меньшим свободным объемом и меньшей удельной площадью поверхности). Принимаем в качестве регулярной насадки керамические кольца Рашига размером $80 \times 80 \times 8$ мм со следующей характеристикой: удельная площадь поверхности $f = 80 \text{ м}^2/\text{м}^3$; свободный объем $\varepsilon = 0,72 \text{ м}^3/\text{м}^3$; эквивалентный диаметр $d_s = 0,036$ м; масса 1 м^3 670 кг (см. табл. П.14 приложения).

Для этой насадки скорость газа при захлебывании по формуле (6.18) будет равна

$$\lg \left[\frac{v_{\text{кр}}^2 \cdot 80}{9,81 \cdot 0,72^3 \cdot 1000} \cdot 1^{0,16} \right] = -0,845,$$

откуда $v_{\text{кр}} = 2,39$ м/с.

Рабочую скорость газа в абсорбере рассчитываем по формуле (6.17):

$$v_r = 0,8 \cdot 2,39 = 1,91 \text{ м/с.}$$

При этой скорости диаметр абсорбера равен

$$D_a = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,07}{3,14 \cdot 1,91}} = 1,84 \text{ м.}$$

Выбираем по табл. П.21 приложения стандартный диаметр абсорбера $D_a = 2$ м. При данном диаметре плотность орошения по формуле (6.21) $U = 11,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Оптимальная плотность орошения составит

$$U_{\text{опт}} = 0,158 \cdot 80 = 12,64 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

Отношение $U/U_{\text{опт}} = 11,9/12,64 = 0,94$ незначительно меньше 1, однако поверхность насадки полностью смочена не будет. Плотность орошения в этом случае можно увеличить, рассчитав рабочую скорость газа в колонне по соотношению $v_r = 0,85 v_{\text{кр}}$. При увеличении рабочей скорости газа уменьшится расчетный диаметр абсорбера и увеличится плотность орошения насадки.

В этом случае рабочую скорость газа в абсорбере определим по формуле (6.17):

$$v_r = 0,85 \cdot 2,39 = 2,03 \text{ м/с.}$$

Диаметр абсорбера при этом составит:

$$D_a = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,07}{3,14 \cdot 2,03}} = 1,784 \text{ м.}$$

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

Выбираем по табл. П.21 приложения стандартный диаметр аппарата $D_a = 1,8$ м.
Уточняем по уравнению расхода скорость газа в абсорбере:

$$v_r = \frac{4Q_r}{\pi D_a^2} = \frac{4 \cdot 5,07}{3,14 \cdot 1,8^2} = 2 \text{ м/с.}$$

Плотность орошения колонны по формуле (6.21) составит

$$U = \frac{10,35 \cdot 3600}{1000 \cdot 0,785 \cdot 1,8^2} = 14,65 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Отношение $U/U_{\text{опт}} = 14,65/12,64 = 1,16 > 1$, т.е. коэффициент смоченности насадки $\psi \geq 1$.

3. *Определение высоты насадочного абсорбера.*

Высоту слоя насадки определяем исходя из основного уравнения массопередачи (6.27):

$$M = K S_k \Delta_{\text{cp}}.$$

По формуле (6.22) рассчитываем движущую силу внизу абсорбера на входе газа, кг/кг воздуха:

$$\Delta \bar{Y}_6 = \bar{Y}_n - \bar{Y}^* | \bar{X}_k = 0,08 - 0,044 = 0,036,$$

вверху абсорбера на выходе газа - по формуле (6.23):

$$\Delta \bar{Y}_m = \bar{Y}_k - \bar{Y}^* | \bar{X}_n = 0,004 - 0,0008 = 0,0032.$$

Так как отношение $\Delta \bar{Y}_6 / \Delta \bar{Y}_m = 0,036/0,0032 = 11,25 > 2$, среднюю движущую силу определим как среднелогарифмическую по формуле (6.24):

$$\Delta \bar{Y}_{\text{cp}} = \frac{\Delta \bar{Y}_6 - \Delta \bar{Y}_m}{2,3 \cdot \lg \frac{\Delta \bar{Y}_6}{\Delta \bar{Y}_m}} = \frac{0,036 - 0,0032}{2,3 \cdot \lg \frac{0,036}{0,0032}} = 0,0136 \text{ кг/кг воздуха.}$$

Коэффициент массопередачи по газовой фазе определяем по формуле (6.34):

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}.$$

Для определения коэффициентов массоотдачи необходимо рассчитать ряд величин:
- молярная масса газовой фазы, кг/кмоль:

$$M_{\text{см}} = y_n M_{\text{NH}_3} + (1 - y_n) M_{\text{в}} = 0,12 \cdot 17 + 0,88 \cdot 29 = 27,56,$$

где $M_{\text{NH}_3} = 17$ и $M_{\text{в}} = 29$ — молярная масса соответственно аммиака и воздуха, кг/кмоль;
- динамическая вязкость газовой фазы

$$\frac{M_{\text{см}}}{\mu_r} = \frac{0,12 \cdot 17}{0,104 \cdot 10^{-3}} + \frac{0,88 \cdot 29}{0,018 \cdot 10^{-3}};$$

$$\mu_r = 0,019210^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с.}$$

Здесь $0,104 \cdot 10^{-3}$ и $0,018 \cdot 10^{-3}$ — динамические коэффициенты вязкости соответственно аммиака и воздуха при $t = 20$ °С, Па·с.

Коэффициент диффузии NH_3 в воздухе при $t = 20$ °С определяем по формуле (6.39):

$$D_y = D_0 \frac{p_0}{p} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2} = 0,17 \cdot 10^{-4} \frac{1,03 \cdot 10^5}{1,03 \cdot 10^5} \left(\frac{20 + 273}{273} \right)^{3/2} = 0,22 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с},$$

где $D_0 = 0,17 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$ — коэффициент NH_3 в воздухе при $t_0 = 0$ °С и $p_0 = 0,1$ МПа (см. табл. П.16 прил.).

Критерий Рейнольдса для газовой фазы определяем по формуле (6.60):

$$\text{Re}_r = \frac{4G}{S_a f \mu_r} = \frac{4 \cdot 5,78}{0,785 \cdot 1,8^2 \cdot 80 \cdot 0,0192 \cdot 10^{-3}} = 5920,$$

т. е. режим движения газа турбулентный;

- критерий Прандтля для газа - по формуле (6.61):

$$\text{Pr}_r = \frac{0,0192 \cdot 10^{-3}}{1,14 \cdot 0,22 \cdot 10^{-4}} = 0,76.$$

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе для регулярных насадок определяем по формуле (6.38):

$$\beta_y = C \cdot \frac{D_y}{d_3} \text{Re}_y^m \text{Pr}_y^{0,33} = \\ = 0,167 \left(\frac{0,08}{0,036} \right)^{-0,47} \cdot \frac{0,22 \cdot 10^{-4}}{0,036} \cdot 5920^{0,74} \cdot 0,76^{0,33} = 0,047 \text{ м/с}.$$

Выразим β_y в выбранной для расчета размерности (см. табл. П.22 приложения):

$$\beta_y = 0,047 \rho_r = 0,047 \cdot 1,14 = 0,054 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе рассчитаем следующие величины:

- приведенную толщину стекающей пленки жидкости $\delta_{пр}$ по формуле (6.62):

$$\delta_{пр} = \left(\frac{\mu_{ж}^2}{g \rho_{ж}^2} \right)^{1/3} = \left[\frac{(1 \cdot 10^{-3})^2}{9,81 \cdot 1000^2} \right]^{1/3} = 0,47 \cdot 10^{-4} \text{ м};$$

- модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке пленки жидкости по формуле (6.60):

$$\text{Re}_x = \frac{4W_{ж}}{f \mu_{ж}} = \frac{4L}{S_a f \mu_{ж}} = \frac{4 \cdot 10,35}{0,785 \cdot 1,8^2 \cdot 80 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 203,5;$$

- диффузионный критерий Прандтля для жидкости по формуле (6.61):

$$\text{Pr}_x = \frac{\mu_{ж}}{\rho_{ж} D_x} = \frac{1 \cdot 10^{-3}}{1000 \cdot 1,83 \cdot 10^{-9}} = 546.$$

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

Коэффициент диффузии аммиака в воде $D_x = 0,00183 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ (см. табл. П.20 приложения).

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе β_x находим из уравнения (6.37):

$$\beta_x = A \frac{D_x}{\delta_{\text{пр}}} \text{Re}_x^m \text{Pr}_x^n = 0,0021 \cdot \frac{1,83 \cdot 10^{-9}}{0,47 \cdot 10^{-4}} \cdot 203,5^{0,77} \cdot 546^{0,5} = 1,15 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

Выразим β_x в выбранной для расчета размерности (см. табл. П.22 приложения):

$$\beta_x = 1,15 \cdot 10^{-4} \rho_{\text{ж}} = 1,15 \cdot 10^{-4} \cdot 1000 = 0,115 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Находим коэффициент массопередачи по газовой фазе K_y по формуле (6.34):

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{0,048} + \frac{1,05}{0,115}} = 0,0333 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

где величину m определим по рис. 6.10:

$$m = \frac{\bar{Y}^* | \bar{X}_n}{\bar{X}_k} = \frac{0,044}{0,042} = 1,05.$$

Площадь поверхности массопередачи в абсорбере по уравнению (6.28) равна

$$S_k = \frac{M}{K \Delta_{\text{cp}}} = \frac{0,414}{0,0333 \cdot 0,0136} = 914 \text{ м}^2.$$

Высоту насадки, требуемую для создания этой площади поверхности массопередачи, рассчитываем по формуле (6.29):

$$H_{\text{нас}} = \frac{S_k}{S_a f \psi} = \frac{S_k}{0,785 \cdot D_a^2 f \psi} = \frac{914}{0,785 \cdot 1,8^2 \cdot 80 \cdot 1,0} = 4,5 \text{ м.}$$

Кроме того, высоту насадки можно определить по уравнению (6.53):

$$H_{\text{нас}} = h_{\text{э}} n_{\text{т}}.$$

Число единиц переноса находим графическим методом, вписывая ступеньки на фазовой диаграмме (рис. 6.10): $n_{\text{т}} = 4$.

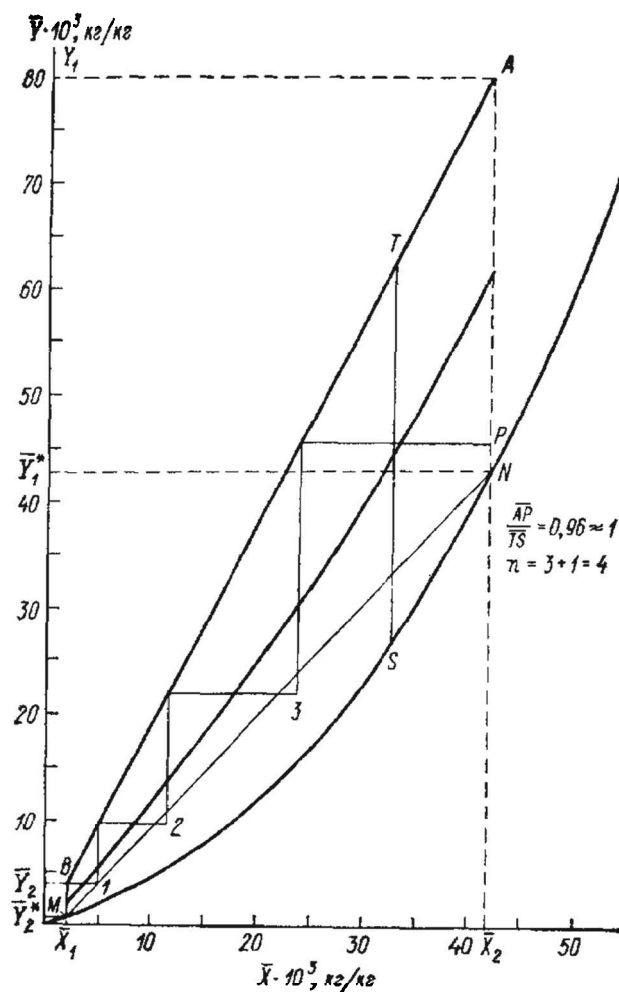


Рис. 6.10. Определение числа единиц переноса графическим методом (к примеру 6.11)

Для определения эквивалентной высоты единицы переноса h_e по формуле (6.54)

определяем:

- высоту единицы переноса для газовой фазы h_y по формуле (6.57):

$$h_y = \frac{a\varepsilon}{f\psi} \text{Re}_y^{0,25} \text{Pr}_y^{0,66} = \frac{8,13 \cdot 0,72}{80 \cdot 1,0} \cdot 6706^{0,25} \cdot 0,68^{0,66} = 0,514 \text{ м,}$$

где a — коэффициент, зависящий от вида насадки, $a = 8,13$; ψ — коэффициент смоченности насадки, $\psi = 1,0$;

- высоту единицы переноса для жидкой фазы h_x по формуле (6.58):

$$h_x = 119 \delta_{\text{np}} \text{Re}_x^{0,25} \text{Pr}_x^{0,5} = 119 \cdot 0,47 \cdot 10^{-4} \cdot 203,5^{0,25} \cdot 546^{0,5} = 0,494 \text{ м;}$$

- удельный расход поглотителя

$$l = \frac{L}{G} = \frac{10,35}{5,354} = 1,933 \text{ кг/кг;}$$

- средний наклон линии равновесия $m = k$ определяем как наклон хорды, проведенной через точки M и N (см. рис. 6.10), ограничивающие рабочий участок линии равновесия:

$$m = k = \frac{\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2^*}{X_1 - X_2} = \frac{0,044 - 0,0008}{0,042 - 0,002} = 1,08.$$

Находим высоту единицы переноса по формуле (6.54):

$$h_3 = h_y + \frac{m}{l} h_x = 0,532 + \frac{1,08}{1,933} \cdot 0,494 = 0,8 \text{ м};$$

- высоту насадки - по формуле (6.53):

$$H_{\text{нас}} = h_3 n_t = 0,8 \cdot 4 = 3,2 \text{ м}.$$

С запасом 25 % принимаем высоту насадки

$$H_{\text{нас}} = 1,25 \cdot 3,2 = 4,0 \text{ м}.$$

В итоге принимаем высоту насадки $H_{\text{нас}} = 4,5$ м как большую величину, полученную двумя способами.

4. Расчет гидравлического сопротивления насадки.

Так как $Re_y = 5920 > 40$, коэффициент сопротивления сухой насадки определяем по формуле (6.66):

$$\lambda = \frac{16}{Re_y^{0,2}} = \frac{16}{5920^{0,2}} = 2,82.$$

Сопротивление сухой насадки по формуле (6.63):

$$\Delta p_c = \lambda \frac{H_{\text{нас}}}{d_3} \cdot \frac{\rho_r v_r^2}{2 \varepsilon^2} = 2,82 \cdot \frac{4,5}{0,036} \cdot \frac{1,14 \cdot 2^2}{2 \cdot 0,72^2} = 1550 \text{ Па}.$$

При плотности орошения $U = 14,65/3600 = 0,0041 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ гидравлическое сопротивление орошаемой насадки $\Delta p_{\text{ор}}$ определяем по формуле (6.68):

$$\Delta p_{\text{ор}} = \Delta p_c 10^{\varepsilon U} = 1550 \cdot 10^{169 \cdot 0,0041} = 7626 \text{ Па}.$$

Пример 6.12. Из смеси воздуха и диоксида серы SO_2 в количестве $G = 0,3$ кг/с, содержащей диоксида серы $\bar{y}_n = 48$ % (масс.), диоксид поглощается водой при температуре $t = 10$ °С. Содержание SO_2 в воде на входе в абсорбер $\bar{x}_n = 0$ и на выходе из него $\bar{x}_k = 0,25$ % (масс.). Определить расход воды на проведение процесса, число теоретических ступеней изменения концентрации и соответствующую им высоту неупорядоченной насадки из колец Рашига размером $25 \times 25 \times 3$ мм, а также геометрические размеры абсорбера. Степень извлечения SO_2 из газа $\eta = 85$ %.

Данные о равновесных концентрациях SO_2 в воде и газе при температуре $t = 10$ °С приведены в табл. 6.9.

Т а б л и ц а 6.9

Равновесные концентрации SO₂ в воде и газе при t = 10 °С

\bar{X} , кг SO ₂ /кг воды	0,005	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05
\bar{Y}^* , кг SO ₂ /кг газа	0,0625	0,134	0,292	0,481	0,695	0,966

Решение. Рассчитаем относительные массовые составы жидкости и газа на входе в аппарат и выходе из него:

Жидкая фаза:

- на входе в аппарат $\bar{X}_n = 0$;

- на выходе из аппарата $\bar{X}_k = \bar{x}_k / (1 - \bar{x}_k) = 0,025 / (1 - 0,025) = 0,0256$ кг SO₂/кг воды.

Газовая фаза:

- на входе в аппарат $\bar{Y}_n = \bar{y}_n / (1 - \bar{y}_n) = 0,48 / (1 - 0,48) = 0,92$ кг SO₂/кг воздуха;

- на выходе из аппарата $\bar{Y}_k = \bar{Y}_n (1 - \eta) = 0,92 (1 - 0,85) = 0,138$ кг SO₂/кг воздуха.

Полученные данные являются координатами двух точек: A ($\bar{X}_n = 0$; $\bar{Y}_k = 0,138$) и B ($\bar{Y}_n = 0,92$; $\bar{X}_k = 0,0256$), через которые проходит рабочая линия процесса.

Количество SO₂, поглощаемое водой в абсорбере, по уравнению материального баланса (6.10) составит

$$M = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = 0,3(0,92 - 0,138) = 0,238 \text{ кг/с.}$$

Расход воды на поглощение SO₂ находим также по формуле (6.11):

$$L = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) / (\bar{X}_k - \bar{X}_n) = 0,235(0,92 - 0,138) / (0,0256 - 0) = 7,18 \text{ кг/с.}$$

Предельно допустимую скорость газа в абсорбере рассчитываем по формуле (6.18) на основании следующих данных для насадки и сред (см. табл. П.1, П.14, П.18 и П.19 приложения): $f = 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $\varepsilon = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3$, $d_s = 0,015 \text{ м}$, $\rho_r = 1,96 \text{ кг/м}^3$, $\rho_{ж} = 1000 \text{ кг/м}^3$, $\mu_{ж} = 1,3 \text{ мПа}\cdot\text{с}$.

$$\lg \left[\frac{v_{кр}^2 f \rho_r}{g \varepsilon^3 \rho_{ж}} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_{в}} \right)^{0,16} \right] = A - B \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,125} =$$

$$= \lg [v_{кр}^2 \cdot 200 \cdot 1,96 \cdot 1,3^{0,16} / (9,81 \cdot 0,74^3 \cdot 1000)] = 0,22 - 1,75 \cdot (7,18/0,3)^{0,25} \times (1,96/1000)^{0,125}$$

или $\lg 0,105 v_{кр}^2 = -1,55$, откуда $v_{кр} = 0,52 \text{ м/с}$.

Рабочую скорость газа v_r принимаем на 20 % меньше, чем $v_{кр}$:

$$v_r = 0,52 \cdot 0,8 = 0,42 \text{ м/с.}$$

Для определения числа теоретических ступеней изменения концентраций построим аналогично примеру 6.4 рабочую линию процесса и линию равновесия по зависимости $\bar{Y}^* = f(\bar{X})$, представленной в условии задачи. Для проведения процесса в указанных пределах необходимо $n_t = 2,2$ теоретических ступеней изменения концентрации.

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

Высоту насадки h_3 , эквивалентной одной теоретической ступени, рассчитываем по формуле, аналогичной (6.54), приведенной к виду

$$h_3 = 108 v_{r,0}^{-0,25} d_3^{1,24} Pr_y^{0,5}.$$

где $v_{r,0}$ - приведенная скорость газа в абсорбере, м/с:

$$v_{r,0} = v_r \sqrt{\rho_r} = 0,42 \sqrt{1,96} = 0,59 \text{ м/с}.$$

Значение коэффициента молекулярной диффузии SO_2 в воздухе при $t = 10$ °С, атмосферном давлении $p = 0,981 \cdot 10^5$ Па, молярных массах SO_2 $M_A = 64$ и воздуха $M_B = 29$, молярных объемах SO_2 $v_A = 44,8$ см³/моль и воздуха $v_B = 29,9$ см³/моль по формуле (6.40) составят

$$\begin{aligned} D_y &= \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{p (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2} = \\ &= \frac{4,3 \cdot 10^{-7} (273 + 10)^{3/2}}{0,981 \cdot 10^5 (44,8^{1/3} + 29,9^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{64} + \frac{1}{29}} = 10,9 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}. \end{aligned}$$

Значение диффузионного критерия Прандтля для газовой фазы найдем по формуле (6.61):

$$Pr_y = \frac{\mu_r}{\rho_r D_y} = 0,17 \cdot 10^{-4} / (1,96 \cdot 0,109 \cdot 10^{-4}) = 0,7.$$

Тогда высота насадки, эквивалентная одной теоретической ступени, составит

$$h_3 = 108 v_{r,0}^{-0,25} d_3^{1,24} Pr_y^{0,5} = 108 \cdot 0,59^{-0,25} \cdot 0,015^{1,24} \cdot 0,7^{0,5} = 0,8 \text{ м}.$$

Общую высоту насадки, соответствующую числу теоретических ступеней $n_t = 2,2$, определяем по формуле (6.53):

$$H_{\text{нас}} = h_3 n_t = 0,8 \cdot 2,2 = 1,76 \text{ м}.$$

Принимаем $H_{\text{нас}} = 2$ м.

При плотности смеси газов $\rho_r = 1,96$ кг/м³ его объемный расход составляет:

$$Q_r = G / \rho_r = 0,3 / 1,96 = 0,15 \text{ м}^3/\text{с}.$$

При рабочей скорости газа в абсорбере $v_r = 0,42$ м/с его диаметр равен

$$D_a = \sqrt{Q_r / (0,785 v_r)} = \sqrt{0,15 / (0,785 \cdot 0,42)} = 0,67 \text{ м}.$$

Пример 6.13. Выполнить расчет параметров процесса абсорбции аммиака из отходящих газов и подобрать абсорбер. Температура отходящих газов $t = 25$ °С, давление газов перед абсорбером атмосферное, процесс – изотермический. Расход отходящих газов $Q_r = 4,2$ м³/с (при нормальных условиях), начальная концентрация аммиака в газовой смеси $\bar{C}_n = 0,0049$ кг/м³. Плотность газа при $t = 25$ °С $\rho_r = 1,29$ кг/м³. Поглотительная жидкость - вода,

содержание аммиака в поступающей воде $X_n = 0$. Конечная концентрация аммиака в отходящих газах \bar{C}_k не должна превышать 1000 ПДК_{СС}, т. е. $\bar{C}_k = 1000 \cdot 0,04 = 40 \text{ мг/м}^3 = 40 \cdot 10^{-6} = 0,00004 \text{ кг/м}^3$, (санитарно-гигиенические нормативы по содержанию аммиака в воздухе ПДК_{СС} = 0,04 мг/м³, т. е. степень очистки отходящих газов от NH₃ $\eta = 99,2 \%$). Расчет рабочей высоты насадки провести по основному уравнению массопередачи.

Решение. Поскольку аммиак относится к хорошо растворимым в воде газам (растворимость при температуре $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ равна 526 г/л), в качестве абсорбента принимаем воду.

Сведем справочные данные по аммиаку, отходящим газам (воздух) и поглотителю (вода) в табл. 6.10.

Т а б л и ц а 6.10

Справочные данные для расчета (пример 6.13)

Среда	Молярная масса M_i , кг/кмоль	Плотность при $0 \text{ }^\circ\text{C}$ ρ_0 кг/м ³	Плотность при $25 \text{ }^\circ\text{C}$ ρ_{25} кг/м ³	Температура кипения $t_{\text{кип}}$, $^\circ\text{C}$	Динамическая вязкость μ , Па·с	Поверхностное натяжение σ , Н/м
Аммиак	17	0,771		-33,42	-	-
Воздух	29	1,29	1,185		$18,4 \cdot 10^{-6}$	-
Вода	18	1000	997	100	$894 \cdot 10^{-6}$	$72 \cdot 10^{-3}$

1. Определяем расходы компонентов отходящих газов в нормальных условиях. Вычисляем массовый расход аммиака на входе отходящих газов в абсорбер:

$$\bar{W}_n = Q_{c,n} \bar{C}_{n,y} = 4,2 \cdot 0,0049 = 0,0206 \text{ кг/с.}$$

Концентрация аммиака на входе составляет, % об.:

$$v_n = \bar{C}_{n,y} \cdot 22,4 \cdot 100 / M_{\text{NH}_3} = 0,0049 \cdot 22,4 \cdot 100 / 17 = 0,6445 \%$$

Плотность отходящего воздуха на входе в абсорбер равна

$$\rho_{c,n} = (\rho_{\text{NH}_3} v_n / 100) + [\rho_v (100 - v_n) / 100] = (0,771 \cdot 0,6445 / 100) + (1,29 \cdot 0,993555 / 100) = 1,29 \text{ кг/м}^3.$$

Рассчитываем массовый расход отходящих газов на входе:

$$G_n = Q_{c,n} \rho_{c,n} = 4,2 \cdot 1,2896 = 5,4165 \text{ кг/с,}$$

массовый и объемный расходы воздуха:

$$G_b = G_n - \bar{W}_n = 5,4165 - 0,0206 = 5,396 \text{ кг/с;}$$

$$Q_b = G_b / \rho_0 = 5,396 / 1,29 = 4,173 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Концентрация аммиака на выходе равна, % об.:

$$v_k = \bar{C}_{k,y} \cdot 22,4 \cdot 100 / M_{\text{NH}_3} = 0,00004 \cdot 22,4 \cdot 100 / 17 = 0,00526.$$

Определяем объемный расход отходящих газов на выходе:

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

$$Q_{c.k} = Q_B \cdot 100 / (100 - v_k) = 4,173 \cdot 100 / (100 - 0,00526) = 4,173 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Рассчитываем средний объемный расход отходящих газов в колонне:

$$Q_{cm} = (Q_{c.h} + Q_{c.k}) / 2 = (4,2 + 4,173) / 2 = 4,187 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Плотность отходящих газов на выходе составляет

$$\rho_{c.k} = \left(\rho_{NH_3} v_k / 100 \right) + \left[\rho_{B.0} (100 - v_k) / 100 \right] = (0,771 \cdot 0,00526 / 100) + (1,29 \cdot 99,995 / 100) = 1,293 \text{ кг/м}^3.$$

Находим массовый расход отходящих газов и аммиака на выходе, кг/с:

$$G_k = Q_{c.k} \rho_{c.k} = 4,173 \cdot 1,293 = 5,396;$$
$$\bar{W}_k = G_k - G_B = 5,396 - 5,3959 = 0,00017.$$

Производительность абсорбера по NH_3 (т. е. количество аммиака, поглощаемого в абсорбере, или поток массы аммиака из газовой фазы в жидкую) будет равна

$$\bar{M} = \bar{W}_h - \bar{W}_k = 0,0206 - 0,00017 = 0,0204 \text{ кг/с}.$$

Поток массы улавливаемого аммиака, кмоль/с:

$$M = \bar{W}_{NH_3} / M_{NH_3} = 0,0204 / 17 = 0,0012.$$

Подсчитаем средний массовый расход отходящих газов:

$$G_{cm} = (G_h + G_k) / 2 = (5,41 + 5,396) / 2 = 5,4 \text{ кг/с}.$$

2. Представим концентрации загрязнителя в относительных мольных (Y , X) и относительных массовых (\bar{Y} , \bar{X}) единицах (молярных и массовых долях). Для этого молярные и массовые расходы аммиака относим к соответствующим расходам компонента, не претерпевающего количественных изменений в процессе. Таким компонентом газовой фазы является чистый воздух, а жидкой фазы - чистая вода.

$$Y_h = \bar{W}_h M_B / (G_B M_{NH_3}) = 0,0206 \cdot 29 / (5,396 \cdot 17) = 0,0065 \text{ кмоль } NH_3/\text{кмоль воздуха};$$

$$\bar{Y}_h = \bar{W}_h / G_B = 0,0206 / 5,396 = 0,0038 \text{ кг } NH_3/\text{кг воздуха};$$

$$Y_k = \bar{W}_k M_B / (G_B M_{NH_3}) = 0,00017 \cdot 29 / (5,396 \cdot 17) = 0,53 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль } NH_3/\text{кмоль воздуха};$$

$$\bar{Y}_k = \bar{W}_k / G_B = 0,00017 / 5,396 = 0,31 \cdot 10^{-4} \text{ кг } NH_3/\text{кг воздуха}.$$

В области низких концентраций можно пренебречь выделениями теплоты и считать процесс изотермическим, а уравнение зависимости равновесных концентраций аммиака в жидкой и газовой фазах представить в виде

$$Y^* = m X,$$

где Y^* - равновесное с концентрацией X (кмоль $\text{NH}_3/\text{кмоль H}_2\text{O}$), содержание аммиака в газовой фазе (кмоль $\text{NH}_3/\text{кмоль воздуха}$); m - коэффициент распределения.

При концентрациях аммиака в воде до $3 \text{ кмоль}/\text{м}^3$ константу фазового равновесия можно определить по эмпирической зависимости:

$$\lg E = 9,705 - \frac{1922}{T}, \quad (6.69)$$

где E - в $\text{Па} \cdot \text{м}^3 \text{H}_2\text{O}/\text{кмоль NH}_3$.

Вычисленные по этой зависимости значения коэффициента Генри E ($\text{МПа} \cdot \text{кмоль H}_2\text{O}/\text{кмоль NH}_3$), приведены в табл. П.15 приложения. При $t = 25 \text{ }^\circ\text{C}$, давлении $p = 0,101 \text{ МПа}$ значение коэффициента Генри составляет $E = 0,1 \text{ МПа} \cdot \text{кмоль H}_2\text{O}/\text{кмоль NH}_3$.

Вычисляем коэффициент распределения, выраженный в молярных долях:

$$m = E/p = 0,1/0,101 = 0,987 \text{ кмоль H}_2\text{O}/\text{кмоль NH}_3.$$

По уравнению $Y^* = 0,987X$ построим линию равновесия (рис. 6.11, прямая EA) и находим максимально возможную (конечную) равновесную концентрацию X_k^* (кмоль $\text{NH}_3/\text{кмоль H}_2\text{O}$), аммиака в воде, покидающей абсорбер.

Она равновесна с концентрацией Y_n (кмоль $\text{NH}_3/\text{кмоль воздуха}$) аммиака, поступающего с отходящими газами в абсорбер:

$$X_k^* = Y_n / m = 0,0065/0,987 = 0,0066 \text{ кмоль NH}_3/\text{кмоль H}_2\text{O}.$$

Выражаем эту величину в относительных массовых единицах:

$$\bar{X}_k^* = X_k^* M_{\text{NH}_3} / M_{\text{H}_2\text{O}} = 0,0066 \cdot 17 / 18 = 0,0062 \text{ кг NH}_3/\text{кг H}_2\text{O}.$$

Вычисляем коэффициент распределения, выраженный в массовых долях:

$$\bar{m} = \bar{Y}_n / \bar{X}_k^* = 0,0038 / 0,0062 = 0,613 \text{ кг H}_2\text{O}/\text{кг NH}_3.$$

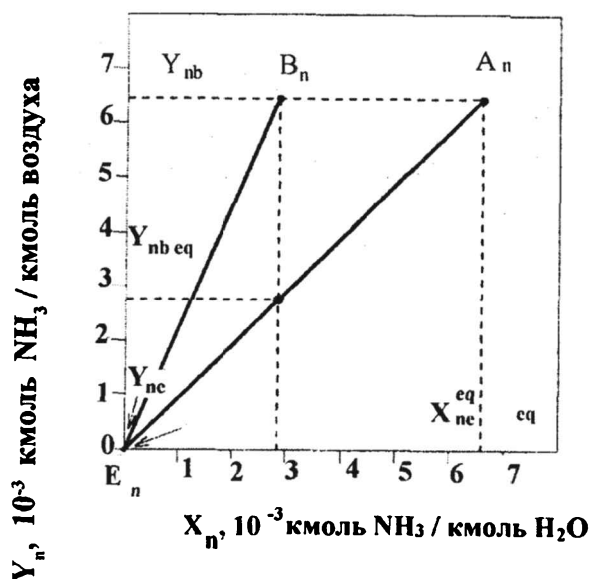


Рис. 6.11. Фазовая диаграмма в относительных молярных концентрациях аммиака в фазах (к примеру 6.13)

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

По максимально возможной концентрации аммиака в воде можно вычислить теоретический минимальный расход поглотителя:

$$L_{\min} = \bar{W}_{\text{NH}_3} / (\bar{X}_k^* - \bar{X}_n) = 0,0204 / (0,0062 - 0) = 3,282 \text{ кг/с.}$$

Так как конечная концентрация поглощаемого компонента должна быть достаточно низкой, для интенсификации процесса принимаем значение избытка поглотителя, превышающее его теоретический расход в 2,33 раза (для технологических абсорберов избыток поглотителя принимается до 70... 90 %):

$$L = 2,33 L_{\min} = 2,33 \cdot 3,282 = 7,66 \text{ кг/с (или 27,5 т/ч).}$$

Находим действительную конечную концентрацию аммиака в воде, удаляемой из абсорбера, представив ее в относительных массовых (\bar{X}) и молярных (X) концентрациях

$$\bar{X}_k = (\bar{W}_{\text{NH}_3} / L) + \bar{X}_n = (0,0204 / 7,66) + 0 = 0,0027 \text{ кг NH}_3/\text{кг H}_2\text{O},$$

$$X_k = (\bar{X}_k M_{\text{H}_2\text{O}} / M_{\text{NH}_3}) + X_n = (0,0027 \cdot 18 / 17) + 0 = 0,0028 \text{ кмоль NH}_3/\text{кмоль H}_2\text{O}.$$

Вычисляем также конечную объемную массовую концентрацию NH_3 в поглотителе:

$$\bar{C}_{x.k} = \rho_{\text{ж}} \bar{W}_{\text{NH}_3} / (L + \bar{W}_{\text{NH}_3}) = 997 \cdot 0,0204 / (7,66 + 0,0204) = 2,65 \text{ кгNH}_3/\text{м}^3.$$

По значениям концентраций \bar{X}_k^* и \bar{Y}_n строим линию равновесия $\bar{E}A$, а по значениям \bar{X}_k и \bar{Y}_n - рабочую линию $\bar{B}E$ процесса в относительных массовых координатах (рис. 6.12).

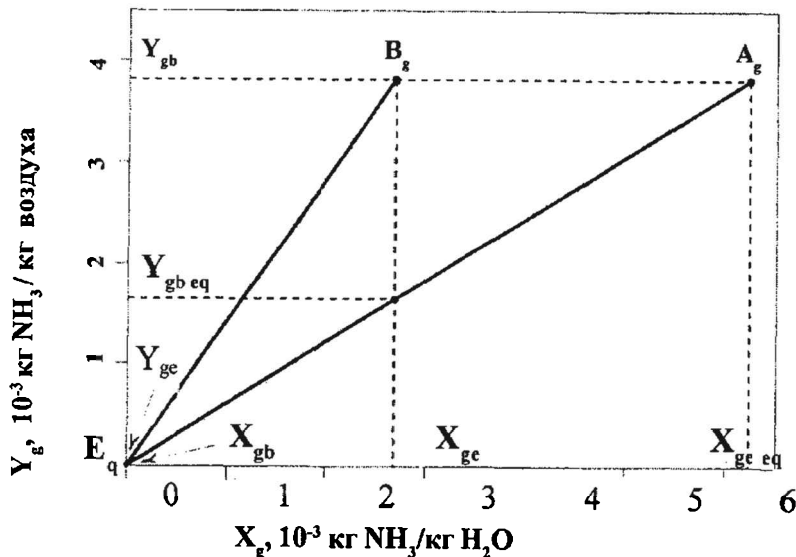


Рис. 6.12. Фазовая диаграмма в относительных массовых концентрациях аммиака в фазах (к примеру 6.13)

По линиям равновесия находим равновесные концентрации аммиака в отходящих газах \bar{Y}_n^* и Y_n^* , соответствующие количеству аммиака в удаляемой воде \bar{X}_k и X_k при действительном расходе поглотителя:

$$\bar{Y}_H^* = \bar{m} \bar{X}_K = \left(\bar{Y}_H / \bar{X}_K^* \right) \bar{X}_K = (0,0038 / 0,0062) \cdot 0,0027 = 0,0016 \text{ кг NH}_3/\text{кг H}_2\text{O},$$
$$Y_H^* = m X_K = 0,987 \cdot 0,0028 = 0,0028 \text{ кмоль NH}_3/\text{кмоль воздуха}.$$

3. Находим среднюю движущую силу массопередачи по газовой фазе.

Большее значение движущей силы $\Delta \bar{Y}_6$ определяется действительной \bar{Y}_H и равновесной \bar{Y}_H^* концентрациями NH_3 на входе газов в абсорбер. В относительных массовых долях:

$$\Delta \bar{Y}_6 = \bar{Y}_H - \bar{Y}_H^* = 0,0038 - 0,0016 = 0,0022 \text{ кг NH}_3/\text{кг воздуха}.$$

Меньшее значение движущей силы $\Delta \bar{Y}_M$ находим по конечным концентрациям \bar{Y}_K и \bar{Y}_K^*

$$\Delta \bar{Y}_M = \bar{Y}_K - \bar{Y}_K^* = 0,31 \cdot 10^{-4} - 0 = 0,31 \cdot 10^{-4} \text{ кг NH}_3/\text{кг воздуха}.$$

Среднелогарифмическая движущая сила массопередачи в относительных массовых долях составит

$$\Delta \bar{Y}_{\text{cp}} = \frac{\Delta \bar{Y}_6 - \Delta \bar{Y}_M}{\ln(\Delta \bar{Y}_6 / \Delta \bar{Y}_M)} = \frac{0,0022 - 0,000031}{\ln(0,0022 / 0,000031)} = 5,06 \cdot 10^{-4} \text{ кг NH}_3/\text{кг воздуха},$$

в относительных молярных долях:

$$\Delta Y_{\text{cp}} = \frac{\Delta Y_6 - \Delta Y_M}{\ln(\Delta Y_6 / \Delta Y_M)} = \frac{0,0037 - 0,00005}{\ln(0,0037 / 0,00005)} = 8,61 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль NH}_3/\text{кмоль воздуха}$$

4. Выбираем в качестве насадочных элементов седла “Инталокс” с размером элементов 50 мм. Выписываем из табл. П.14 приложения параметры насадочных элементов:

$$f = 118 \text{ м}^2/\text{м}^3; \varepsilon = 0,81 \text{ м}^3/\text{м}^3; d_s = 0,027 \text{ м}; \rho_{\text{нас}} = 530 \text{ кг}/\text{м}^3;$$

$$A = -0,58; B = 1,04 \text{ (см. табл. 6.1)}.$$

Находим по формуле (6.18) предельную скорость газового потока $v_{\text{кр}}$:

$$\lg \left[\frac{v_{\text{кр}}^2 f \rho_{\Gamma} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{в}}} \right)^{0,16}}{g \varepsilon^3 \rho_{\text{ж}}} \right] = A - B \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125},$$
$$\lg \left[\frac{v_{\text{кр}}^2 \cdot 118 \cdot 1,29}{9,81 \cdot 0,81^3 \cdot 997} \left(\frac{0,894 \cdot 10^{-3}}{1 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} \right] = -0,58 - 1,04 \left(\frac{7,66}{5,4} \right)^{0,25} \left(\frac{1,29}{997} \right)^{0,125}.$$

Отсюда $v_{\text{кр}} = 2,058 \text{ м}/\text{с}$.

Принимаем рабочую скорость газового потока v_{Γ} в пределах 75 % от $v_{\text{кр}}$:

$$v_{\Gamma} = 0,75 v_{\text{кр}} = 0,75 \cdot 2,058 = 1,543 \text{ м}/\text{с}.$$

Диаметр абсорбера по уравнению расхода:

$$D_a = \sqrt{\frac{4Q_{\text{см}}}{\pi v_r}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,187}{3,14 \cdot 1,543}} = 1,86 \text{ м.}$$

По таблице П.21 приложения.. принимаем стандартный диаметр аппарата 1800 мм и уточняем рабочую скорость газового потока v_r :

$$v_r = \frac{4Q_{\text{см}}}{\pi D_a^2} = \frac{4 \cdot 4,187}{3,14 \cdot 1,8^2} = 1,646 \text{ м/с.}$$

Рабочая скорость не превышает 80 % от предельной $v_{\text{кр}}$, что допустимо. Поэтому оставляем принятое значение диаметра колонны.

5. Рассчитываем плотность орошения по формуле (6.21):

$$U = \frac{L}{0,785 D_a^2 \rho_{\text{ж}}} = \frac{7,66}{0,785 \cdot 1,8^2 \cdot 997} = 0,003 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

оптимальную величину плотности орошения по формуле (6.21):

$$U_{\text{опт}} = b f = 2,2 \cdot 10^{-5} \cdot 118 = 0,0026 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Поскольку $U > U_{\text{опт}}$, принимаем коэффициент смоченности насадки $\psi = 1$.

6. Находим из табл. П.16 и П.20 приложения коэффициенты диффузии аммиака в газовой и жидкой фазах и пересчитываем их значения для рабочей температуры по формулам (6.39) и (6.42):

$$D_y = D_0 \frac{p_0}{p} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2} = 17 \cdot 10^{-6} \cdot 1 \cdot \left(\frac{25 + 273}{273} \right)^{3/2} = 23,3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$D_{xt} = D_{x20} [1 + b(t - 20)] = 1,8 \cdot 10^{-9} [1 + 0,02(25 - 20)] = 1,98 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Вычисляем критерий Рейнольдса в насадке Re_y и диффузионный критерий Прандтля Pr_y для газовой фазы:

$$Re_y = \frac{v_r d_s \rho_r}{\mu_r \epsilon} = \frac{1,646 \cdot 0,027 \cdot 1,29}{18,4 \cdot 10^{-6} \cdot 0,81} = 3948;$$

$$Pr_y = \frac{\mu_r}{\rho_r D_y} = \frac{18,4 \cdot 10^{-6}}{1,29 \cdot 23,3 \cdot 10^{-6}} = 0,612$$

Находим по преобразованной формуле (6.38) критерий Nu_y для абсорберов с неупорядоченной насадкой:

$$Nu_y = 0,407 Re_y^{0,655} Pr_y^{0,33} = 0,407 \cdot 3948^{0,655} \cdot 0,612^{0,33} = 78,5.$$

Вычисляем коэффициент массоотдачи по газовой фазе:

$$\beta_y = Nu_y \frac{D_y}{d_s} = 78,5 \cdot \frac{23,3 \cdot 10^{-6}}{0,027} = 0,0677 \text{ м/с.}$$

Находим критерий Рейнольдса жидкой фазы в насадке Re_x по формуле (6.60) и диффузионный критерий Прандтля Pr_x для жидкой фазы по формуле (6.61):

$$Re_x = \frac{4W_{ж}}{f\mu_{ж}} = \frac{4L}{0,785 D_a^2 f \psi \mu_{ж}} = \frac{4 \cdot 7,66}{0,785 \cdot 1,8^2 \cdot 118 \cdot 1,0 \cdot 0,894 \cdot 10^{-3}} = 114,2;$$
$$Pr_x = \frac{\mu_{ж}}{\rho_{ж} D_x} = \frac{0,894 \cdot 10^{-3}}{997 \cdot 1,98 \cdot 10^{-9}} = 452,8.$$

Приведенная толщина пленки жидкости по формуле (6.62) равна:

$$\delta_{пр} = \left(\frac{\mu_{ж}^2}{g \rho_{ж}^2} \right)^{1/3} = \left(\frac{0,8 \cdot 10^{-6}}{9,81 \cdot 997^2} \right)^{1/3} = 4,8 \cdot 10^{-5} \text{ м.}$$

Определяем величину критерия Nu_x в жидкой фазе, используя формулу (6.37), приведенную к виду

$$Nu_x = 0,0021 Re_x^{0,75} Pr_x^{0,5} = 0,0021 \cdot 114,2^{0,75} \cdot 452,8^{0,5} = 1,56.$$

Коэффициент массоотдачи β_x в жидкой фазе составляет

$$\beta_x = Nu_x \frac{D_x}{\delta_{пр}} = 1,56 \cdot \frac{1,98 \cdot 10^{-9}}{4,8 \cdot 10^{-5}} = 6,44 \cdot 10^{-5} \text{ м/с.}$$

Фазовые коэффициенты массоотдачи β_y и β_x (м/с), вычисленные с помощью критериальных зависимостей, представляют количество киломолей газообразного компонента, переходящего в жидкую фазу за 1 с на площади контакта 1 м^2 при единичной средней движущей силе, выраженной объемной молярной концентрацией абсорбируемого компонента в соответствующей фазе. Запишем коэффициенты массообмена с развернутыми (представленными в полном виде) единицами измерений:

$$\beta_y = 0,0677 \text{ кмоль NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кмоль NH}_3 / \text{м}^3)],$$

$$\beta_x = 6,44 \cdot 10^{-5} \text{ кмоль NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кмоль NH}_3 / \text{м}^3)].$$

Другие параметры уравнения массопередачи, необходимые для определения требуемой поверхности массообмена, были подсчитаны в относительных молярных и массовых долях.

В соответствии с табл. П.22 приложения приведем к таким же единицам и значения фазовых коэффициентов массоотдачи. Вычисляем средние массовые концентрации загрязнителя в газовой \bar{C}_y и жидкой \bar{C}_x фазах:

$$\bar{C}_{ср,y} = (\bar{C}_{н,y} + \bar{C}_{к,y}) / 2 = (0,0049 + 0,00004) / 2 = 0,0025 \text{ кг NH}_3 / \text{м}^3;$$

$$\bar{C}_{ср,x} = (\bar{C}_{н,x} + \bar{C}_{к,x}) / 2 = (0 + 2,6494) / 2 = 1,325 \text{ кг NH}_3 / \text{м}^3.$$

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

Определим фазовые коэффициенты массоотдачи в молярных и массовых единицах на единицу движущей силы, выраженной соответственно в относительных молярных и массовых долях.

Представим β_y и β_x в киломолях NH_3 , отнесенных к единичным движущим силам в соответствующих фазах, выраженным в относительных молярных долях (табл. П.22 приложения):

$$\beta_y |\Delta Y = \beta_y (\rho_r - \bar{C}_{\text{cp},y}) / M_{\text{B}} = 0,0677(1,29 - 0,0025) / 29 = \\ = 0,003 \text{ кмоль } \text{NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кмоль } \text{NH}_3 / \text{кмоль воздуха})];$$

$$\beta_x |\Delta X = \beta_x (\rho_{\text{ж}} - \bar{C}_{\text{cp},x}) / M_{\text{H}_2\text{O}} = 6,44 \cdot 10^{-5} (997 - 1,325) / 18 = \\ = 0,0035 \text{ кмоль } \text{NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кмоль } \text{NH}_3 / \text{кмоль } \text{H}_2\text{O})].$$

Представим β_y и β_x в киломолях NH_3 , отнесенных к единичной движущей силе, выраженной в относительных массовых долях:

$$\beta_y |\Delta \bar{Y} = \beta_y (\rho_r - \bar{C}_{\text{cp},y}) / M_{\text{NH}_3} = 0,0677(1,29 - 0,0025) / 17 = \\ = 0,005 \text{ кмоль } \text{NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кг } \text{NH}_3 / \text{кг воздуха})];$$

$$\beta_x |\Delta \bar{X} = \beta_x (\rho_{\text{ж}} - \bar{C}_{\text{cp},x}) / M_{\text{NH}_3} = 6,44 \cdot 10^{-5} (997 - 1,325) / 17 = \\ = 0,0038 \text{ кмоль } \text{NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кг } \text{NH}_3 / \text{кг } \text{H}_2\text{O})].$$

Представим β_y и β_x в килограммах NH_3 , отнесенных к единичной движущей силе, выраженной в относительных массовых долях:

$$\bar{\beta}_y |\Delta \bar{Y} = \beta_y |\Delta \bar{Y} \times M_{\text{NH}_3} = 0,005 \cdot 17 = 0,087 \text{ кг } \text{NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кг } \text{NH}_3 / \text{кг воздуха})];$$

$$\bar{\beta}_x |\Delta \bar{X} = \beta_x |\Delta \bar{X} \times M_{\text{NH}_3} = 0,0038 \cdot 17 = 0,064 \text{ кг } \text{NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кг } \text{NH}_3 / \text{кг } \text{H}_2\text{O})].$$

7. Вычисляем по формуле (6.34) значения коэффициента массопередачи в молярных и массовых единицах:

$$K_y = \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{0,003} + \frac{0,987}{0,0035} \right)^{-1} = 0,0016 \text{ кмоль } \text{NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кмоль } \text{NH}_3 / \text{кмоль воздуха})];$$

$$\bar{K}_y = \left(\frac{1}{\bar{\beta}_y} + \frac{\bar{m}}{\bar{\beta}_x} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{0,087} + \frac{0,6131}{0,064} \right)^{-1} = 0,0476 \text{ кг } \text{NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кг } \text{NH}_3 / \text{кг воздуха})],$$

где $m = 0,987$ (кмоль NH_3 /кмоль воздуха)/(кмоль NH_3 /кмоль H_2O); $\bar{m} = 0,613$ (кг NH_3 /кг воздуха)/(кг NH_3 /кг H_2O).

8. По формуле (6.28) находим требуемую площадь поверхности массопередачи, используя величины потока массы загрязнителя W для NH_3 и средней движущей силы ΔY_{cp} в соответствующих единицах измерения:

$$S_k = \frac{M}{K_y \Delta Y_{cp}} = \frac{0,0012}{0,0016 \cdot 8,61 \cdot 10^{-4}} = 850 \text{ м}^2.$$

$$S_k = \frac{\bar{M}}{\bar{K}_y \bar{\Delta Y}_{cp}} = \frac{0,0204}{0,0476 \cdot 5,06 \cdot 10^{-4}} = 850 \text{ м}^2.$$

9. Определяем по формуле (6.29) высоту насадки $H_{нас}$:

$$H_{нас} = \frac{S_k}{S_a f \psi} = \frac{S_k}{0,785 D_a^2 f \psi} = \frac{850}{0,785 \cdot 1,8^2 \cdot 118 \cdot 1,0} = 2,83 \text{ м}.$$

10. Находим коэффициент гидравлического сопротивления сухой насадки для варианта хаотичного (одинакового по всем направлениям) распределения нустот:

$$\lambda = \frac{133}{Re} + 2,34 = \frac{133}{3948} + 2,34 = 2,374.$$

Вычисляем по формуле (6.63) величину гидравлического сопротивления сухой насадки:

$$\Delta p_c = \lambda \frac{H_{нас}}{d_s} \frac{\rho_r v_r^2}{2 \varepsilon^2} = 2,374 \cdot \frac{2,8}{0,027} \frac{1,29 \cdot 1,646^2}{2 \cdot 081^2} = 690 \text{ Па}.$$

Определяем гидравлическое сопротивление орошаемой насадки по формуле (6.68):

$$\Delta p_{op} = \Delta p_c 10^{\xi U} = 690 \cdot 10^{28 \cdot 0,003} = 840 \text{ Па},$$

где $\xi = 28$ для насадок «Инталокс» размером 50 мм (см. табл. 6.4).

6.3. Расчет тарельчатых абсорберов

Донустимая оптимальная скорость газа (пара) в тарельчатых колоннах может быть определена по одному из приведенных вариантов.

Скорость газа должна быть ниже некоторого предельного значения $v_{кр}$, при котором начинается брызгоунос:

$$v_r = (0,8 \dots 0,9) v_{кр}. \quad (6.70)$$

Предельную скорость для тарельчатых колонн можно определить по следующим формулам:

- для колонн с колпачковыми тарелками

$$v_{кр} = \frac{3,4}{d_k^{0,67}} \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_r} (h_t - h_k)} \quad (6.71)$$

где d_k — диаметр колпачка, см; $\rho_{ж}$ — плотность жидкой фазы, кг/м³; ρ_r — плотность газа, кг/м³; h_t — расстояние между тарелками, см; h_k — высота колпачка, см;
или

$$v_{кр} = \frac{0,0155}{d_k^{0,67}} \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_{г}}} h_k ; \quad (6.72)$$

- для колонн с ситчатыми тарелками

$$v_{кр} = 0,05 \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_{г}}} ; \quad (6.73)$$

- для колонн с провальными тарелками

$$v_{кр} = \sqrt{\frac{A}{C}} . \quad (6.74)$$

Величины A и C находят по следующим зависимостям:

$$\lg A = \lg B - 1,73 \left(\frac{W_{ж}}{W_{г}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_{г}} \right)^{0,125} ; \quad (6.75)$$

$$C = \frac{1}{g d_{э} f_{св}^2} \cdot \frac{\rho_{г}}{\rho_{ж}} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_{в}} \right)^{0,16} , \quad (6.76)$$

где $W_{ж}$, $W_{г}$ — массовые скорости соответственно жидкости и газа, кг/(м²·с); $d_{э}$ — эквивалентный диаметр отверстия или щели в тарелке, м; $f_{св}$ — относительная свободная площадь сечения тарелки, м²/м²; $\mu_{ж}$, $\mu_{в}$ — динамическая вязкость соответственно поглотителя и воды при 20 °С, мПа·с; g - ускорение силы тяжести, м/с²; B — коэффициент (для колонн с решетчатыми, трубчатыми и дырчатыми провальными тарелками $B = 3 \dots 16$).

Переход от одного режима работы тарелки к другому также описывается уравнением:

$$\lg Z = \lg \left(\frac{v_{кр}^2}{g d_{э} f_{св}^2} \cdot \frac{\rho_{г}}{\rho_{ж}} \mu_{ж}^{0,16} \right) = \lg B - 1,74 \left(\frac{W_{ж}}{W_{г}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{г}}{\rho_{ж}} \right)^{0,125} , \quad (6.77)$$

где $v_{кр}$ - скорость газа в свободном сечении колонны, м/с.

При скорости газа, соответствующей переходу от неравномерного к равномерному режиму, $B = 2,95$, а при переходе к режиму газовых струй $B = 10$.

Для провальных конструкций тарелок оптимальную скорость рекомендуется определять по соотношению:

$$\frac{v_{кр}^2}{g d_{э} f_{св}^2} \cdot \frac{\rho_{г}}{\rho_{ж}} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_{в}} \right)^{0,16} = C_0 \exp \left[-4 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{г}}{\rho_{ж}} \right)^{0,125} \right] , \quad (6.78)$$

где C_0 - коэффициент, $C_0 = 3$ для нижнего и $C_0 = 10$ для верхнего пределов нормальной работы тарелки; L, G - массовый расход соответственно жидкости и газа, кг/с.

В процессе эксплуатации возможны значительные колебания расхода газа, поэтому рекомендуется принимать средние значения коэффициента C_0 .

Для выбранной тарелки необходимо проверить надежность работы сливного устройства. Во избежание захлебывания сливного устройства скорость жидкости в нем (м/с) должна отвечать условию

$$v_{ж.сл} = Q_{ж} / S_{сл} < K h_T^n, \quad (6.79)$$

где $Q_{ж}$ - расход жидкости на тарелке, м³/с; $S_{сл}$ — площадь сливного устройства выбранной тарелки, м²; K – коэффициент; h_T — расстояние между тарелками, см; n – показатель степени (табл. 6.11).

Т а б л и ц а 6.11

Значения коэффициентов K и показателей степени n в зависимости от фактора вспениваемости жидкости ϕ

Вспениваемость жидкости	ϕ	K	n
Малая (ректификация нефтяных фракций, углеводородных фракций, кроме легких типа метана и этана, фтористых систем — фреонов)	1...0,9	0,250	0,65
Средняя (атмосферная перегонка нефти, абсорбция и десорбция углеводородов, регенерация аминов и гликолей)	0,9...0,7	0,225	0,80
Большая (вакуумная перегонка мазута, абсорбция аминами и гликолями, растворами церина, метилэтилкетонами)	0,7...0,6	0,118	1,3

Определение высоты тарельчатой колонны проводим по уравнению

$$H = H_T + h_1 + h_2, \quad (6.80)$$

где H_T — высота тарельчатой части колонны, $H_T = (N_T - 1)h_T$; N_T — число тарелок; h_T — расстояние между тарелками; h_1 — высота сепарационной части колонны; h_2 — расстояние от нижней тарелки до днища.

Определение числа тарелок. При приближенных расчетах применяют теоретически менее обоснованный, но более простой метод определения числа тарелок N_T с помощью так называемого среднего к. п. д. (η_T) тарелок:

$$N_T = n_T / \eta_T, \quad (6.81)$$

где n_T — число теоретических тарелок (число ступеней изменения концентрации, которое находят графическим методом построения между равновесной и рабочей линиями на $Y - X$ диаграмме).

Значения η_T определяют по опытным данным, они находятся в пределах 0,3...0,8.

Действительное число тарелок определяют также графическим методом с построением кинетической кривой на основе общих положений массопередачи.

После построения рабочей линии и кривой равновесия рассчитывают коэффициент массопередачи по формуле (6.34):

$$K_y = \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right)^{-1},$$

где β_x и β_y — коэффициент массоотдачи соответственно в жидкой и газовой фазах, кмоль/(м²с кмоль/кмоль).

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

Коэффициент массоотдачи в газовой и жидкой фазах можно определить, используя эмпирические уравнения:

- для колпачковых тарелок

$$\beta_y = 4,47 \cdot 10^{-4} v_r^{1,32} \Delta p_{ж}; \quad (6.82)$$

$$\beta_x = 33,7 \cdot 10^{-4} v_r^{0,79} \Delta p_{ж}; \quad (6.83)$$

- для ситчатых тарелок

$$\beta_y = 3,03 \cdot 10^{-4} v_r^{0,76} \Delta p_{ж}; \quad (6.84)$$

$$\beta_x = 33,7 \cdot 10^{-4} \frac{\Delta p_{ж}}{1,95 v_r - 0,41}, \quad (6.85)$$

где v_r — скорость газа, отнесенная к площади свободного сечения колонны, м/с; $\Delta p_{ж}$ — гидравлическое сопротивление жидкости на тарелке, Па.

Существуют выражения для подсчета коэффициентов массоотдачи (м/с), полученные путем обработки критериальных уравнений:

- в газовой фазе

$$\beta_y = 6,24 \cdot 10^5 h_{ж} \sqrt{\frac{D_y v_r \mu_r}{\varphi(\mu_{ж} + \mu_r)}}, \quad (6.86)$$

- в жидкой фазе

$$\beta_x = 6,24 \cdot 10^5 h_{ж} \sqrt{\frac{D_x U \mu_r}{(1-\varphi)(\mu_{ж} + \mu_r)}}, \quad (6.87)$$

где $h_{ж}$ - высота жидкости на тарелке, м; D_y, D_x - коэффициент диффузии поглощаемого компонента соответственно в газе и жидкости, м²/с; φ - газосодержание барботажного слоя на тарелке; U - плотность орошения на тарелке, м³/(м² с).

Фазовые коэффициенты массоотдачи β_y и β_x (м/с), вычисленные с помощью критериальных зависимостей, представляют количество киломолей газообразного компонента, переходящего в жидкую фазу за 1 с на площади контакта 1 м² при единичной средней движущей силе, выраженной объемной молярной концентрацией абсорбируемого компонента в соответствующей фазе.

Привести к другим единицам значения фазовых коэффициентов массоотдачи можно, используя данные табл. П.22 приложения.

Число единиц переноса, соответствующее одной тарелке:

$$n_y = \frac{K_y S_T}{G}, \quad (6.88)$$

где S_T — рабочая площадь тарелки, м²:

$$S_T = S_a - 2S_{сл}, \quad (6.89)$$

где S_a и $S_{сл}$ — соответственно площадь сечения колонного абсорбера и площадь слива жидкости с тарелки на тарелку, м².

Число единиц переноса на тарелку N_T определяют в зависимости от числа переноса для газовой n_y и для жидкой n_x фаз по уравнению

$$\frac{1}{N_T} = \frac{1}{n_y} + \frac{k}{l} \cdot \frac{1}{n_x}, \quad (6.90)$$

где k - тангенс угла наклона линии равновесия; l - удельный расход жидкого поглотителя, кмоль/кмоль (кг/кг).

Значения n_y и n_x можно найти в зависимости от высоты пены h_{Π} (м) по формулам

$$n_y = 1770 h_{\Pi}^{0.7} \sqrt{\frac{D_y}{v_r}}; \quad (6.91)$$

$$n_x = 1,26 \cdot 10^5 h_{\Pi}^{1.4} \sqrt{\frac{D_x}{U}}, \quad (6.92)$$

где D_y и D_x - коэффициент диффузии компонента соответственно в газовой и жидкой фазах, м²/с; v_r - скорость газа в свободном сечении колонны, м/с; U - плотность орошения, м³/(м²·с).

Высоту слоя пены на провальных тарелках можно определить посредством следующих уравнений:

$$\text{при } B < 2,95 \quad \text{Fr} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{\text{ж}}} \cdot C^{0,067} = 3,25 \cdot 10^{-3}; \quad (6.93)$$

$$\text{при } B = 2,95 \dots 10 \quad \text{Fr} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{\text{ж}}} \cdot C^{0,067} = 1,1 \cdot 10^{-3} B; \quad (6.94)$$

$$\text{при } B > 10 \quad \text{Fr} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{\text{ж}}} \cdot C^{0,067} = 1,1 \cdot 10^{-3}, \quad (6.95)$$

где Fr - критерий Фруда, рассчитанный по скорости газа в отверстиях v_o (м/с) и высоте пены h_{Π} , м:

$$h_{\Pi} = \frac{v_o^2}{g \text{Fr}} = \frac{v_r^2}{f_{\text{св}}^2 g \text{Fr}}; \quad (6.96)$$

C - безразмерная величина:

$$C = \frac{U^6 \mu_{\text{ж}}^2 \rho_{\text{ж}}}{g \sigma^3}, \quad (6.97)$$

где σ - поверхностное натяжение жидкости, Н/м.

Отношение плотности пены ρ_{Π} к плотности чистой жидкости $\rho_{\text{ж}}$ может быть найдено по уравнению

$$k = 1 - \varphi = \frac{\rho_{\Pi}}{\rho_{\text{ж}}} = \frac{0,21}{\text{Fr}^{0,2} \sqrt{f_{\text{св}}}}. \quad (6.98)$$

Для других типов тарелок значения n_y и n_x можно найти в зависимости от сопротивления жидкости на тарелке по следующим формулам:

- для колпачковых тарелок

$$n_y = 0,01 v_r^{0,32} \Delta p_{ж} \frac{S_T}{S_a}, \quad (6.99)$$

$$n_x = 0,61 \cdot 10^{-4} \Delta p_{ж} \frac{v_r^{0,73}}{U}; \quad (6.100)$$

- для ситчатых тарелок

$$n_y = 0,00683 \cdot \frac{\Delta p_{ж} S_T}{v_r^{0,24} S_a}, \quad (6.101)$$

$$n_x = \frac{\Delta p_{ж}}{(69200 v_r - 14500) U}, \quad (6.102)$$

где $\Delta p_{ж}$ – сопротивление жидкости на тарелке, Па; S_T – рабочая площадь тарелки, м²; S_a – площадь сечения колонного абсорбера, м²; U – плотность орошения, рассчитанная по рабочей площади тарелки, м³/(м²·с); v_r – скорость газа в свободном сечении колонны, м/с.

Число единиц переноса можно определить также используя следующее уравнение

$$N_T = -2,3 \cdot \lg(1 - E), \quad (6.103)$$

где E – относительный коэффициент извлечения, представляющий собой отношение количества поглощенного на тарелке компонента к количеству, поглощенному при достижении равновесия между газом и находящейся на тарелке жидкостью.

Гидравлическое сопротивление тарельчатых абсорберов. Для тарельчатых колонн гидравлическое сопротивление тарелки Δp_T равно сумме сопротивления сухой тарелки Δp_1 , сопротивления, обусловленного силами поверхностного натяжения Δp_2 , и сопротивления газожидкостного слоя на тарелке Δp_3 :

$$\Delta p_T = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3. \quad (6.104)$$

Сопротивление сухой тарелки, Па:

$$\Delta p_1 = \zeta \frac{\rho_r v_o^2}{2}, \quad (6.105)$$

где ζ – коэффициент сопротивления тарелки; $v_o = v_r / f_{св}$ – скорость газа в отверстиях тарелки (прорезях колпачка, щелях и других элементах тарелки, через которые проходит газ), м/с; $f_{св}$ – «живое» сечение отверстий S_o / S_a (отношение суммарной площади отверстий на тарелке S_o к площади поперечного сечения абсорбера S_a).

Коэффициент сопротивления ζ зависит от типа тарелки (табл. 6.12).

Т а б л и ц а 6.12

Коэффициент сопротивления ζ тарелок

Тарелки	ζ	Тарелки	ζ
Колпачковые	4,5...5	Провальные:	
Ситчатые:		дырчатые	2,1
$f_{св} = 0,07...0,1$	1,85	решетчатые	1,4...1,5
$f_{св} = 0,15...0,2$	1,45	трубчато-решетчатые	0,9...1

Скорость газа (в м/с) в прорезях колпачка при их полном открытии и в отверстиях ситчатых тарелок рассчитывают по формуле

$$v_{пр} = a \sqrt{\frac{g}{\zeta} \cdot \frac{\rho_{ж}}{\rho_{г}} l}, \quad (6.106)$$

где a — коэффициент, ($a = 1,0$ — для колпачковых тарелок, $a = 0,65$ — для ситчатых); l — высота прорези колпачка или высота слоя жидкости на тарелке (для ситчатых тарелок).

Сопротивление (в Па), обусловленное силами поверхностного натяжения находят по формуле

$$\Delta p_2 = \sigma \frac{\Pi}{s_0} = \frac{4\sigma}{d_0}, \quad (6.107)$$

где σ — поверхностное натяжение жидкости, Н/м; Π — периметр отверстия (прорези), м; s_0 — площадь отверстия (прорези), м; d_0 — эквивалентный диаметр отверстия (прорези), м.

Сопротивление газожидкостного слоя (в Па) принимают равным:

$$\Delta p_3 = \rho_{ж} g h_{ж} = \rho_{ж} g k h_{п}, \quad (6.108)$$

где $\rho_{ж}$ — плотность жидкости, кг/м³; $h_{ж}$, $h_{п}$ — высота соответственно жидкости и пены на тарелке, м.

Сопротивление (в Па) столба жидкости:

- на колпачковой тарелке (при полном открытии прорезей)

$$\Delta p_3 = 1,3 g k \rho_{ж} \left(e + \frac{l}{2} + \Delta h \right), \quad (6.109)$$

- на ситчатой тарелке

$$\Delta p_3 = 1,3 g k \rho_{ж} (h_{пор} + \Delta h), \text{ Па}, \quad (6.110)$$

где k - отношение плотности пены к плотности чистой жидкости (при расчетах принимают $k = 0,5$); e - расстояние от верхнего края прорезей колпачка до сливного порога, м; l - высота прорези, м; Δh - высота уровня жидкости над сливным порогом, м; $h_{пор}$ - высота сливного порога, м.

Величину Δh (в м) определяют по формуле

$$\Delta h = \left(\frac{Q_{\text{ж}}}{1,85 \Pi k} \right)^{2/3}, \quad (6.111)$$

где $Q_{\text{ж}}$ – объемный расход жидкости через водослив, $\text{м}^3/\text{с}$; Π – периметр сливной перегородки, м.

После определения гидравлического сопротивления тарелки рекомендуется проверить достаточность принятого расстояния $h_{\text{т}}$ (в м) между тарелками по соотношению

$$h_{\text{т}} \geq \frac{\Delta p_{\text{т}}}{\rho_{\text{ж}} g} \quad (6.112)$$

Сопротивление (в Па) всех тарелок колонны равно

$$\Delta p = \Delta p_{\text{т}} N_{\text{т}}, \quad (6.113)$$

где $N_{\text{т}}$ — число тарелок в абсорбере.

Пример 6.14. В тарельчатом противоточном абсорбере диаметром $D_{\text{а}} = 1,2$ м с площадью барботажа тарелки $S_{\text{т}} = 1 \text{ м}^2$ происходит абсорбция паров ацетона из воздуха водой при следующих параметрах: $y_{\text{н}} = 0,04$ мол. доли, $y_{\text{к}} = 0,01$ мол. доли, $x_{\text{н}} = 0,0025$ мол. доли, $x_{\text{к}} = 0,020$ мол. доли, коэффициент массопередачи $K_y = 200 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, расход газовой фазы $G = 288 \text{ кмоль}/\text{ч}$, уравнение линии равновесия $y^* = 1,6x$.

Определить число тарелок в абсорбере.

Решение. На диаграмме $y - x$ проводим построение равновесной CC' прямой $y^* = 1,6x$ и рабочей AA' прямой линии по точкам $A(y_{\text{н}}, x_{\text{к}})$ и $A'(y_{\text{к}}, x_{\text{н}})$.

Кинетическая линия лежит между равновесной и рабочей линиями; ее положение определяется значениями коэффициента массопередачи:

$$\frac{AB}{AC} = \exp\left(-\frac{K_y S_{\text{т}}}{G}\right) = \exp\left(-\frac{200 \cdot 1,0}{288}\right) = 0,5.$$

Так как равновесная и рабочая линии – прямые, а $\exp\left(-\frac{K_y S_{\text{т}}}{G}\right)$ в данном случае величина постоянная, то кинетическая линия – прямая, проходящая через точки B , B' (см. рис. 6.13).

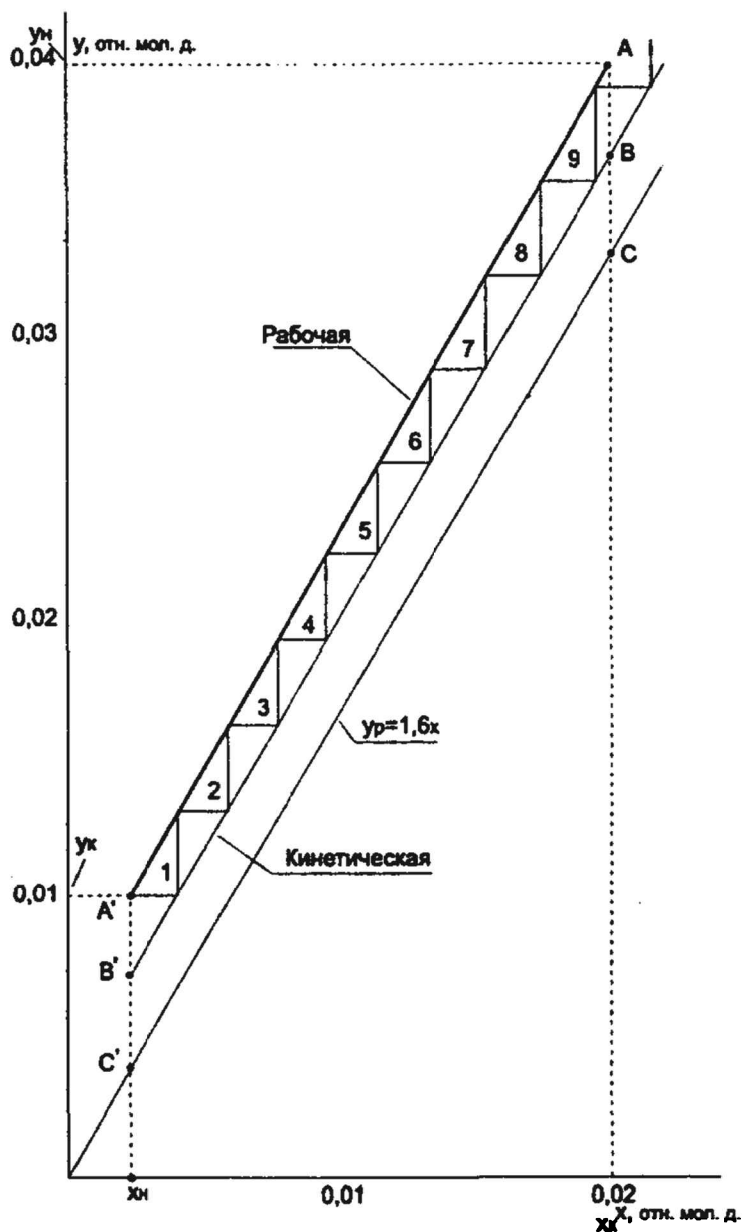


Рис. 6.13. Расчет числа тарелок противоточного абсорбера (к примеру 6.14)

Для определения числа тарелок между рабочей и кинетической линиями вписываем ступенчатую ломаную линию, число ступеней которой равно числу тарелок N_T . Для условий данной задачи необходимое число тарелок $N_T = 9$ (см. рис. 6.13).

Пример 6.15. Определить гидравлическое сопротивление Δp_T ситчатой тарелки при следующих условиях: диаметр отверстий $d_o = 0,002$ м, «живое» сечение отверстий $f_{cb} = 0,08$, высота сливного порога $h_{пор} = 0,025$ м, плотность жидкости $\rho_{ж} = 925$ кг/м³, плотность газа $\rho_{г} = 0,855$ кг/м³, поверхностное натяжение $\sigma = 0,04$ Н/м, скорость газа в свободном сечении аппарата $v_{г} = 0,94$ м/с, высота уровня жидкости над сливным порогом $\Delta h = 0,02$ м.

Решение. Скорость газа в отверстиях определяем по формуле:

$$v_o = v_{г} / f_{cb} = 0,94 / 0,08 = 11,7 \text{ м/с.}$$

По формулам (6.105), (6.107) и (6.110) составляющие сопротивления тарелки при $\zeta = 1,82$:

$$\Delta p_1 = \zeta \frac{\rho_r v_o^2}{2} = 1,82 \cdot \frac{0,855 \cdot 11,7^2}{2} = 107 \text{ Па},$$

$$\Delta p_2 = \frac{4\sigma}{d_s} = 4 \cdot 0,04 / 0,002 = 80 \text{ Па},$$

$$\Delta p_3 = 1,3 g k \rho_{ж} (h_{пор} + \Delta h) = 1,3 \cdot 9,81 \cdot 0,5 \cdot 925 (0,025 + 0,02) = 265 \text{ Па}.$$

Общее сопротивление тарелки по формуле (6.104):

$$\Delta p_r = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 = 107 + 80 + 265 = 450 \text{ Па}.$$

Пример 6.16. Определить сопротивление Δp_r провальной решетчатой тарелки при следующих условиях: ширина щели $b = 0,003$ м, «живое» сечение тарелки $f_{св} = 0,12$, плотность газа $\rho_r = 0,855$ кг/м³, плотность жидкости $\rho_{ж} = 925$ кг/м³, динамическая вязкость жидкости $\mu_{ж} = 0,45 \cdot 10^{-3}$ Н·с/м², поверхностное натяжение $\sigma = 004$ Н/м. Отношение массовых скоростей жидкости и газа $\alpha = W_{ж} / W_r = 1,67$. Скорость газа в аппарате v_r принять равной 0,8 от скорости $v_{кр}$, соответствующей переходу к режиму газовых струй. Определить также скорость газа v'_r , соответствующую началу равномерной работы тарелки.

Решение. Эквивалентный диаметр щели d_s при ее длине l (в м) (пренебрегая величиной b в знаменателе по сравнению с l):

$$d_s = \frac{4lb}{2l + 2b} \cong 2b = 2 \cdot 0,003 = 0,006 \text{ м}.$$

Скорость газа v'_r , соответствующую началу равномерной работы, определяем по уравнению (6.77) при $B = 2,95$:

$$\begin{aligned} \lg Z &= \lg B - 1,74 \left(\frac{W_{ж}}{W_r} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,125} = \\ &= \lg 2,95 - 1,74 \cdot 1,67^{0,25} \cdot \left(\frac{0,855}{925} \right)^{0,125} = 0,47 - 0,827 = -0,357 = \bar{1},643. \end{aligned}$$

Отсюда $Z = 0,438$.

Скорость v'_r по формуле (6.77) составляет

$$v'_r = f_{св} \sqrt{\frac{Z g d_s}{\mu_{ж}^{0,16}} \cdot \frac{\rho_{ж}}{\rho_r}} = 0,12 \cdot \sqrt{\frac{0,438 \cdot 9,81 \cdot 0,006}{0,45^{0,16}} \cdot \frac{925}{0,855}} = 0,675 \text{ м/с}.$$

Аналогично находим скорость газа v''_r , соответствующую переходу к режиму газовых струй при $B = 10$: $\lg Z = 0,173$, откуда $Z = 1,49$ и $v''_r = 1,24$ м/с.

Скорость газа в свободном сечении колонны составляет

$$v_r = 0,8 v''_r = 0,8 \cdot 1,24 = 0,99 \text{ м/с}.$$

Скорость газа в отверстиях находим по формуле:

$$v_o = \frac{v_r}{f_{св}} = \frac{0,99}{0,12} = 8,25 \text{ м/с};$$

массовая скорость газа:

$$W_r = v_r \rho_r = 0,99 \cdot 0,855 = 0,847 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с});$$

массовая скорость жидкости:

$$W_{ж} = \alpha W_r = 1,67 \cdot 0,847 = 1,41 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Плотность орошения равна:

$$U = \frac{W_{ж}}{\rho_{ж}} = \frac{1,41}{925} = 1,53 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Находим по формуле (6.97) величину C :

$$C = \frac{U^6 \mu_{ж}^2 \rho_{ж}}{g \sigma^3} = \frac{(1,53 \cdot 10^{-3})^6 \cdot (0,45 \cdot 10^{-3})^2 \cdot 925}{9,81 \cdot 0,04^3} = 3,89 \cdot 10^{-18}.$$

Используя уравнения (6.77), определяем коэффициент B :

$$\lg Z = \lg \left(\frac{v_{кр}^2}{g d_3 f_{св}^2} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \mu_{ж}^{0,16} \right) = \lg B - 1,74 \left(\frac{W_{ж}}{W_r} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,125},$$

$$Z = \frac{v_r^2}{g d_3 f_{св}^2} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \mu_{ж}^{0,16} = \frac{0,99^2}{9,81 \cdot 0,006 \cdot 0,12^2} \cdot \frac{0,855}{925} \cdot 0,45^{0,16} = 0,94;$$

$$\lg B = \lg Z + 1,74 \left(\frac{W_{ж}}{W_r} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,125} = \lg 0,94 + 0,827 = 0,801,$$

откуда $B \cong 6,3$.

В соответствии с найденным значением B рассчитываем высоту пены по формуле (6.94):

$$Fr = \frac{1,1 \cdot 10^{-3} B}{C^{0,067}} \cdot \frac{\rho_{ж}}{\rho_r} = \frac{1,1 \cdot 10^{-3} \cdot 6,3}{(3,89 \cdot 10^{-18})^{0,067}} \cdot \frac{925}{0,855} = 110,$$

откуда высота пены составляет:

$$h_n = \frac{v_o^2}{g Fr} = \frac{8,25^2}{9,81 \cdot 110} = 0,063 \text{ м}.$$

Отношение плотности пены к плотности чистой жидкости определяем по уравнению (6.98):

$$k = \frac{0,21}{Fr^{0,2} \sqrt{f_{св}}} = \frac{0,21}{110^{0,2} \cdot \sqrt{0,12}} = 0,24.$$

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

Соппротивление столба жидкости на тарелке находим по формуле (6.108):

$$\Delta p_3 = \rho_{\text{ж}} g k h_{\text{т}} = 925 \cdot 9,81 \cdot 0,24 \cdot 0,063 = 137 \text{ Па.}$$

Соппротивление сухой тарелки и соппротивление обусловленное силами поверхностного натяжения находим по формулам (6.105) и (6.107) при $\zeta = 1,5$:

$$\Delta p_1 = \zeta \frac{\rho_{\text{г}} v_{\text{г}}^2}{2} = 1,5 \cdot \frac{0,855 \cdot 8,25^2}{2} \cong 44 \text{ Па;}$$

$$\Delta p_2 = \frac{4\sigma}{d_{\text{г}}} = \frac{4 \cdot 0,04}{0,006} = 27 \text{ Па.}$$

Общее соппротивление тарелки, найденное по формуле (6.104), составляет:

$$\Delta p_{\text{т}} = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 = 44 + 27 + 137 = 208 \text{ Па.}$$

Пример 6.17. Определить число ситчатых тарелок $N_{\text{т}}$ барботажного абсорбера для поглощения аммиака водой в условиях примеров 6.4 и 6.7. Диаметр абсорбера $D_{\text{а}} = 1,6$ м, соппротивление слоя жидкости на тарелке $\Delta p_{\text{ж}} = 343 \text{ Н/м}^2$.

Решение. Площадь сечения абсорбера (при данном диаметре) $S_{\text{а}} = 2,02 \text{ м}^2$. Скорость газа в свободном сечении при расходе газа $Q_{\text{г}} = 10600 \text{ м}^3/\text{ч}$ составляет

$$v_{\text{г}} = \frac{Q_{\text{г}}}{S_{\text{а}}} = \frac{10600}{3600 \cdot 2,02} = 1,46 \text{ м/с.}$$

Принимая рабочую площадь тарелки $S_{\text{т}} = 0,9 S_{\text{а}}$ и пренебрегая соппротивлением массопереносу жидкой фазы, находим по формуле (6.101) число единиц переноса на ситчатую тарелку:

$$n_y = 0,00683 \cdot \frac{\Delta p_{\text{ж}}}{v_{\text{г}}^{0,24}} \cdot \frac{S_{\text{т}}}{S_{\text{а}}} = 0,00683 \cdot \frac{343}{1,46^{0,24}} \cdot 0,9 = 1,92.$$

Находим по формуле (6.103) относительный коэффициент извлечения E :

$$\lg(1-E) = -\frac{n_y}{2,3} = -\frac{1,92}{2,3} = -0,835 = \bar{1},165.$$

Отсюда $(1-E) = 0,146$, т. е. $E = 0,854$.

Используя ранее приведенный график $Y-X$ (см. рис. 6.5), строим кинетическую кривую (рис. 6.14) и, вписывая ступенчатую линию, находим необходимое число тарелок $N_{\text{т}} = 8$.

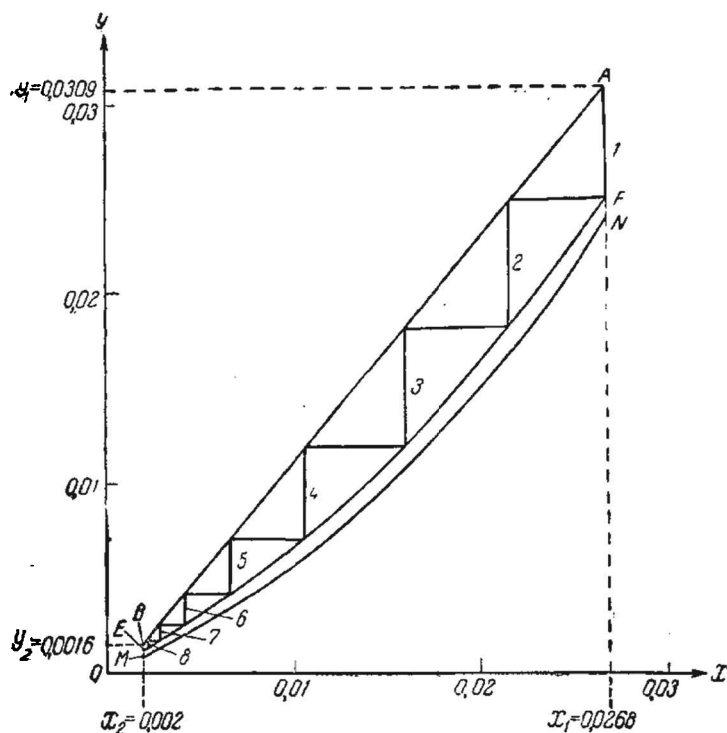


Рис. 6.14. График для определения числа тарелок (к примеру 6.17)

Пример 6.18. Определить размеры и сопротивление колпачковой тарелки при следующих условиях: диаметр абсорбера $D_a = 1$ м, скорость газа в свободном сечении $v_r = 1,1$ м/с, плотность газа $\rho_r = 0,65$ кг/м³, плотность жидкости (вода) $\rho_{ж} = 1000$ кг/м³, объемный расход жидкости $Q_{ж} = 7,5$ м³/ч.

Решение. Выбор числа колпачков.

Площадь сечения колонны составляет

$$S_a = \frac{\pi}{4} D_a^2 = 0,785 \cdot 1,0^2 = 0,785 \text{ м}^2.$$

Принимая «живое» сечение тарелки $f_{св} = 0,1$, находим общую площадь сечения патрубков:

$$S_{п} = f_{св} S_a = 0,1 \cdot 0,785 = 0,0785 \text{ м}^2.$$

Выбираем круглые колпачки. При стандартных патрубках с внутренним диаметром $d_{п} = 62$ мм площадь сечения одного патрубка равна

$$s_1 = 0,785 d_{п}^2 = 0,785 \cdot 0,062^2 \cong 0,003 \text{ м}^2.$$

Число патрубков и колпачков составляет

$$n_k = \frac{S_{п}}{s_1} = \frac{0,0785}{0,003} \cong 26.$$

По условиям разбивки колпачков принимаем $n_k = 27$ (табл. 6.13).

Т а б л и ц а 6.13

Основные размеры колпачковых тарелок со сливными устройствами
 сегментного типа

Диаметр колонны, мм	Тарелки с круглыми колпачками		Тарелки с прямоугольными колпачками			
	Число колпачков	Периметр перелива, мм	Число колпачков	Число прорезей	Длина колпачка, мм	Периметр перелива, мм
1000	27	620	5	74	560	600
1200	33	835	6	94	710	700
1400	49	860	7	110	835	835
1600	63	1000	8	128	960	1030
1800	91	1200	9	144	1090	1200
2200	133	1500	11	180	1360	1490
2600	173	1950	13	216	1630	1780
3000	273	2070	15	250	1880	2070

Определение размеров колпачка. Площадь s_2 составляет

$$s_2 = \pi d_{\text{п}} h,$$

где h — расстояние по вертикали от верхнего обреза патрубка до колпачка.

Из условия $s_1 = s_2$ находим

$$h = \frac{s_2}{\pi d_{\text{п}}} = \frac{0,003}{3,14 \cdot 0,062} \cong 0,016 \text{ м.}$$

Площадь s_3 составляет

$$s_3 = 0,785(d_{\text{в.к}}^2 - d_{\text{п.п}}^2),$$

где $d_{\text{в.к}}$ — внутренний диаметр колпачка; $d_{\text{п.п}}$ — наружный диаметр патрубка.

Из условия $s_1 = s_3$ находим (при $d_{\text{п.п}} = 70$ мм):

$$d_{\text{в.к}} = \sqrt{d_{\text{п.п}}^2 + \frac{s_3}{0,785}} = \sqrt{0,07^2 + \frac{0,003}{0,785}} \cong 0,093 \text{ м.}$$

Выбираем колпачки с внутренним диаметром $d_{\text{в.к}} = 92$ мм и наружным диаметром $d_{\text{н.к}} = 100$ мм. Прорези — прямоугольные шириной $b = 8$ мм, высотой $l = 15$ мм. Площадь сечения одной прорези равна

$$s_{\text{пр}} = bl = 0,008 \cdot 0,015 = 0,00012 \text{ м}^2.$$

Из условия $s_1 = s_{\text{к}}$ находим число прорезей в колпачке:

$$n_{\text{пр}} = \frac{s_{\text{к}}}{s_{\text{пр}}} = \frac{0,03}{0,00012} = 25,$$

где $s_{\text{к}}$ - площадь поперечного сечения колпачка, м^2 .

Общая ширина прорезей в одном колпачке составляет $25 \cdot 8 = 200$ мм, периметр колпачка равен $3,14 \cdot 100 = 314$ мм. Таким образом, расстояние между прорезями составляет

$$\frac{314 - 200}{25} \cong 4,5 \text{ мм,}$$

что можно считать достаточным (если по расчету это расстояние получается слишком малым, надо увеличить высоту прорезей).

Определение скорости газа в прорезях. Фактическое «живое» сечение в прорезях колпачков на одной тарелке составляет

$$S_0 = n_k n_{\text{пр}} s_{\text{пр}} = 27 \cdot 25 \cdot 0,00012 = 0,081 \text{ м}^2.$$

откуда доля «живого» сечения

$$f_{\text{св}} = S_0/S_a = 0,081/0,785 = 0,103.$$

Скорость газа в прорезях определяем по формуле

$$v_{01} = \frac{v_r}{f_{\text{св}}} = \frac{1,1}{0,103} = 10,7 \text{ м/с.}$$

Находим по формуле (6.106) скорость, соответствующую полному открытию прорезей, при $\zeta = 5$ и $a = 1$:

$$v_0 = a \sqrt{\frac{g}{\zeta} \cdot \frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_r} l} = 1,0 \sqrt{\frac{9,81}{5} \cdot \frac{1000}{0,65} \cdot 0,015} \cong 6,7 \text{ м/с.}$$

Таким образом, принятое «живое» сечение вполне обеспечивает полное открытие прорезей.

Определение сопротивления тарелки. Сопротивление сухой тарелки при $\zeta = 5$ находим по формуле (6.105):

$$\Delta p_1 = \zeta \frac{\rho_r v_{01}^2}{2} = 5 \cdot \frac{0,65 \cdot 10,7^2}{2} = 186 \text{ Па.}$$

Принимаем расстояние от верхнего края прорезей до сливного порога $e = 20$ мм и периметр (ширину) сливной перегородки $\Pi = 0,6$ м.

Высоту уровня жидкости над сливным порогом определяем по формуле (6.111) при отношении плотности пены к плотности чистой жидкости $k = 0,5$:

$$\Delta h = \left(\frac{Q_{\text{ж}}}{1,85 \Pi k} \right)^{2/3} = \left(\frac{7,5}{3600 \cdot 1,85 \cdot 0,6 \cdot 0,5} \right)^{2/3} = 0,024 \text{ м.}$$

Сопротивление столба жидкости вычисляем по уравнению (6.109):

$$\Delta p_3 = 1,3 g k \rho_{\text{ж}} (e + l/2 + \Delta h) = 1,3 \cdot 9,81 \cdot 0,5 \cdot 1000 (0,02 + 0,015/2 + 0,024) = 328 \text{ Па.}$$

Эквивалентный диаметр прорези (при полном ее открытии) составляет

$$d_3 = \frac{4bl}{2(b+l)} = \frac{4 \cdot 0,008 \cdot 0,015}{2 \cdot (0,008 + 0,015)} = 0,0105 \text{ м.}$$

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

Соппротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, определяем по уравнению (6.107), принимая для воды $\sigma = 73 \cdot 10^{-3}$ Н/м:

$$\Delta p_2 = \frac{4\sigma}{d_3} = \frac{4 \cdot 73 \cdot 10^{-3}}{0,0105} = 27 \text{ Па.}$$

Общее сопротивление тарелки по формуле (6.104) составляет

$$\Delta p_T = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 = 186 + 27 + 328 \cong 540 \text{ Па.}$$

Пример 6.19. Провести массообменный и гидравлический расчет абсорбера тарельчатого типа по исходным данным примера 6.13.

Решение. Для условий рассматриваемой задачи можно выбрать решетчатую (провальную) конструкцию тарелки вследствие ее простоты и удобства эксплуатации.

Пункты 1, 2, 3 - определение количества ингредиентов отходящих газов, построение равновесной и рабочей линии процесса и определение движущей силы массопередачи представлены в примере 6.13 в пунктах 1, 2, 3 расчета.

4. Для провальных конструкций тарелок оптимальную скорость определяем по уравнению (6.78). Значение оптимальной скорости w_0 находим, приняв предварительно $C_0 = 8$, эквивалентный диаметр отверстия тарелки $d_3 = 0,005$ м и свободное относительное сечение тарелки $f_{св} = 0,2$ м²/м²:

$$\begin{aligned} \frac{v_{кр}^2}{g d_3 f_{св}^2} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_{в}} \right)^{0,16} &= C_0 \exp \left[-4 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,125} \right] = \\ &= \frac{v_{кр}^2}{9,81 \cdot 0,005 \cdot 0,2^2} \cdot \frac{1,29}{997} \left(\frac{0,894 \cdot 10^{-3}}{1 \cdot 10^{-3}} \right)^{1,16} = 8 \exp \left[-4 \left(\frac{7,66}{5,406} \right)^{0,25} \left(\frac{1,29}{997} \right)^{0,125} \right]. \end{aligned}$$

Отсюда получаем значение скорости газа в колонне:

$$v'_r = 1,357 \text{ м/с.}$$

Определяем по уравнению расхода диаметр абсорбера:

$$D_a = \sqrt{\frac{4Q_r}{\pi v_r}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,187}{3,14 \cdot 1,357}} = 1,982 \text{ м.}$$

Принимаем по табл. П.21 приложения стандартный диаметр колонны $D_a = 2000$ мм, затем уточняем рабочую скорость газового потока:

$$v_r = \frac{4Q_r}{\pi D_a^2} = \frac{4 \cdot 4,187}{3,14 \cdot 2^2} = 1,333 \text{ м/с}$$

и коэффициент C_p в рабочих условиях по соотношению

$$C_p = C_0 \frac{v_r}{v'_r} = 8 \cdot \frac{1,333}{1,357} = 7,74.$$

Рассчитываем по формуле (6.21) плотность орошения:

$$U = \frac{L}{0,785 D_a^2 \rho_{ж}} = \frac{7,66}{0,785 \cdot 2^2 \cdot 997} = 0,0024 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ с}).$$

Находим по формуле (6.95) критерий Фруда Fr :

$$\begin{aligned} Fr &= 0,011 \cdot \frac{C_p \rho_{ж}}{\rho_r} \left(\frac{U^6 \mu_{ж}^2 \rho_{ж}}{g \sigma^3} \right)^{0,067} = \\ &= 0,011 \cdot \frac{7,74 \cdot 997}{1,29} \left[\frac{0,0024^6 \cdot (0,894 \cdot 10^{-3})^2 \cdot 997}{9,81 \cdot (72 \cdot 10^{-3})^3} \right]^{0,067} = 81,52 \end{aligned}$$

и подсчитываем по формуле (6.96) высоту слоя вспененной жидкости $h_{п}$:

$$h_{п} = \frac{v_o^2}{g Fr} = \frac{v_r^2}{f_{cb}^2 g Fr} = \frac{1,333}{0,2^2 \cdot 9,81 \cdot 81,52} = 0,055 \text{ м}.$$

Определяем по формуле (6.98) газосодержание барботажного слоя φ :

$$\varphi = 1 - k = 1 - \frac{0,21}{Fr^{0,2} \sqrt{f_{cb}}} = 1 - \frac{0,21}{81,52^{0,2} \cdot 0,2^{0,5}} = 0,8 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Находим высоту светлого слоя $h_{ж}$ на тарелке:

$$h_{ж} = (1 - \varphi) h_{п} = (1 - 0,8) \cdot 0,0555 = 0,011 \text{ м}.$$

5. Вычисляем по формулам (6.86) и (6.87) фазовые коэффициенты массоотдачи:
 - в газовой фазе

$$\begin{aligned} \beta_y &= 6,24 \cdot 10^5 h_{ж} \sqrt{\frac{D_y v_r \mu_r}{\varphi (\mu_{ж} + \mu_r)}} = \\ &= 6,24 \cdot 10^5 \cdot 0,011 \cdot \sqrt{\frac{23,3 \cdot 10^{-6} \cdot 1,333 \cdot 18,4 \cdot 10^{-6}}{0,8 \cdot (894 + 18,4) \cdot 10^{-6}}} = 5,945 \text{ м / с}; \end{aligned}$$

- в жидкой фазе

$$\begin{aligned} \beta_x &= 6,24 \cdot 10^5 h_{ж} \sqrt{\frac{D_x U \mu_r}{(1 - \varphi) (\mu_{ж} + \mu_r)}} = \\ &= 6,24 \cdot 10^5 \cdot 0,011 \sqrt{\frac{1,98 \cdot 10^{-9} \cdot 0,00245 \cdot 18,4 \cdot 10^{-6}}{(1 - 0,8) \cdot (894 + 18,4) \cdot 10^{-6}}} = 0,0048 \text{ м / с}. \end{aligned}$$

Запишем коэффициенты массообмена с развернутыми (представленными в полном виде) единицами измерений:

$$\beta_y = 5,945 \text{ кмоль NH}_3/[\text{м}^2 \text{ с} \cdot (\text{кмоль NH}_3/\text{м}^3)], \text{ и}$$

$$\beta_x = 0,0048 \text{ кмоль NH}_3/[\text{м}^2 \text{ с} \cdot (\text{кмоль NH}_3/\text{м}^3)].$$

ГЛАВА 6. Абсорбционные установки

Другие параметры уравнения массопередачи, необходимые для определения требуемой поверхности массообмена, были подсчитаны в относительных молярных и массовых долях. Приведем к таким же единицам и значения фазовых коэффициентов массоотдачи (см. табл. П.22 приложения).

Вычисляем средние массовые концентрации загрязнителя в газовой \bar{C}_y и жидкой \bar{C}_x фазах:

$$\bar{C}_{ср.у} = (\bar{C}_{н.у} + \bar{C}_{к.у}) / 2 = (0,0049 + 0,00004) / 2 = 0,0025 \text{ кг NH}_3/\text{м}^3;$$

$$\bar{C}_{ср.х} = (\bar{C}_{н.х} + \bar{C}_{к.х}) / 2 = (0 + 2,6494) / 2 = 1,325 \text{ кг NH}_3/\text{м}^3.$$

Определяем фазовые коэффициенты массоотдачи в молярных и массовых единицах на единицу движущей силы, выраженной в относительных молярных и массовых долях соответственно:

$$\begin{aligned} \beta_y |\Delta Y &= \beta_y (\rho_r - \bar{C}_{ср.у}) / M_b = 5,945(1,29 - 0,0025) / 29 = \\ &= 0,264 \text{ кмоль NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кмоль NH}_3 / \text{кмоль воздуха})]; \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \beta_x |\Delta X &= \beta_x (\rho_{ж} - \bar{C}_{ср.х}) / M_{\text{H}_2\text{O}} = 0,0048 \cdot (997 - 1,325) / 18 = \\ &= 0,265 \text{ кмоль NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кмоль NH}_3 / \text{кмоль H}_2\text{O})]. \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \bar{\beta}_y |\Delta \bar{Y} &= \beta_y (\rho_r - \bar{C}_{ср.у}) = 5,945 \cdot (1,29 - 0,0025) = \\ &= 7,66 \text{ кг NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кг NH}_3 / \text{кг воздуха})]; \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \bar{\beta}_x |\Delta \bar{X} &= \beta_x (\rho_{ж} - \bar{C}_{ср.х}) / M_{\text{H}_2\text{O}} = 0,0048 \cdot (997 - 1,325) / 18 = \\ &= 4,75 \text{ кг NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кг NH}_3 / \text{кг H}_2\text{O})]. \end{aligned}$$

Полученные фазовые коэффициенты массоотдачи отнесены к 1 м^2 площади поверхности тарелок.

6. Подсчитываем по формуле (6.34) значения коэффициента массопередачи в молярных и массовых единицах:

$$\begin{aligned} K_y &= \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{0,264} + \frac{0,987}{0,265} \right)^{-1} = \\ &= 0,133 \text{ кмоль NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кмоль NH}_3 / \text{кмоль воздуха})]; \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_x &= \left(\frac{1}{\bar{\beta}_y} + \frac{\bar{m}}{\bar{\beta}_x} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{7,66} + \frac{0,613}{4,75} \right)^{-1} = \\ &= 3,853 \text{ кг NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кг NH}_3 / \text{кг воздуха})]. \end{aligned}$$

Коэффициенты массопередачи K_y и \bar{K}_y , как и фазовые коэффициенты массоотдачи, отнесены к единице площади поверхности тарелок.

7. Определяем суммарную площадь поверхности тарелок как площадь контакта фаз S_k по уравнению (6.28):

$$S_k = \frac{M}{K_y \Delta Y_{ср}} = \frac{0,0012}{0,133 \cdot 8,61 \cdot 10^{-4}} = 10,48 \text{ м}^2;$$

$$S_k = \frac{\overline{M}}{K_y \Delta \overline{Y}_{cp}} = \frac{0,0204}{3,853 \cdot 5,06 \cdot 10^{-4}} = 10,46 \text{ м}^2.$$

Рабочую площадь одной решетчатой (провальной) тарелки можно принять равной $\varepsilon_T = 0,9$ (90 %) площади сечения колонны:

$$S_T = 0,785 D_a^2 \varepsilon_T = 0,785 \cdot 2^2 \cdot 0,9 = 2,83 \text{ м}^2.$$

Необходимое число тарелок:

$$N_T = S_k / S_T = 10,46 / 2,83 = 3,7 \cong 4.$$

8. Определяем по формуле (8.105) гидравлическое сопротивление сухой решетчатой провальной тарелки, приняв для нее $\zeta = 2$:

$$\Delta p_1 = \zeta \frac{\rho_r v_o^2}{2} = \zeta \frac{\rho_r v_r^2}{2 \cdot f_{cb}^2} = 2 \cdot \frac{1,29 \cdot 1,333^2}{2 \cdot 0,2^2} = 57,4 \text{ Па}.$$

Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, определим по формуле (6.107):

$$\Delta p_2 = \frac{4\sigma}{d_s} = \frac{4 \cdot 72 \cdot 10^{-3}}{0,005} = 57,6 \text{ Па}.$$

Гидравлическое сопротивление слоя жидкости на тарелке рассчитываем по формуле (6.108):

$$\Delta p_3 = \rho_{ж} g h_{ж} = 997 \cdot 9,81 \cdot 0,011 = 105,6 \text{ Па}.$$

Сопротивление одной орошаемой тарелки находим по формуле (6.104):

$$\Delta p_T = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 = 57,4 + 57,6 + 105,6 = 220,6 \text{ Па};$$

гидравлическое сопротивление всех тарелок абсорбера - по формуле (6.113):

$$\Delta p = \Delta p_T N_T = 220,6 \cdot 4 \cong 882 \text{ Па}.$$

9. Принимаем расстояние между тарелками $h_T = 200$ мм (0,2 м).

Проверим достаточность принятого расстояния H_T между тарелками по соотношению (6.112):

$$h_T \geq \frac{\Delta p_T}{\rho_{ж} g} = \frac{220,6}{997 \cdot 9,81} = 0,022 \text{ м}.$$

т. е. условие (6.112) выполняется.

Контрольные задачи

Задача 6.1. Определить высоту слоя насадки из керамических колец Рашига размером $25 \times 25 \times 3$ мм в абсорбере диаметром $D_a = 600$ мм, если для проведения процесса общая площадь поверхности контакта фаз $S_k = 612$ м².

Задача 6.2. Абсорбер для поглощения паров ацетона из воздуха орошается водой в количестве $L = 3000$ кг/ч. Средняя температура в абсорбере $t = 20$ °С. Через него пропускается при атмосферном давлении смесь воздуха с парами ацетона. Расход чистого сухого воздуха в этой смеси составляет $Q_b = 1400$ м³/ч (при нормальных условиях). Начальная концентрация ацетона $y_n = 6$ % об. Эффективность улавливания ацетона в абсорбере составляет $\eta = 98$ %.

Уравнение изотермы абсорбции ацетона водой при $t = 20$ °С имеет вид $\bar{Y}^* = 1,043 \bar{X}$, где концентрации \bar{Y} и \bar{X} выражены в килограммах ацетона на один килограмм второго компонента, т. е. воздуха или воды. Найдите диаметр D_a аппарата и высоту $H_{\text{нас}}$ слоя насадки в абсорбере, заполненном неупорядоченными керамическими кольцами Рашига размерами $25 \times 25 \times 3$ мм. Скорость газа v_r примите на 20 % меньше скорости захлебывания $v_{\text{кр}}$. Коэффициент массопередачи $K_y = 11,6$ (кг ацетона)/[м²·ч (кг ацетона/кг сухого воздуха)]. Коэффициент смоченности насадки $\psi = 1$.

Задача 6.3. Определить производительность по газу G , диаметр D_a и высоту $H_{\text{нас}}$ насадочного абсорбера, если известны количество орошающей жидкости $L = 5000$ кг/ч, начальная концентрация компонента в жидкости $\bar{X}_n = 0$, конечная $\bar{X}_k = 0,001$ кг компонента/(кг поглотителя), начальная концентрация компонента в газе $\bar{Y}_n = 0,0025$ кг компонента/(кг инертного газа), конечная концентрация в газе $\bar{Y}_k = 0,0005$ кг компонента/(кг инертного газа), плотность газа $\rho_r = 1,18$ кг/м³, объемный коэффициент массопередачи $K_{yV} = 7200$ 1/ч, скорость газа в абсорбере $v_r = 1$ м/с, движущая сила процесса $\Delta \bar{Y}_{\text{ср}} = 0,0002$ кг компонента/(кг инертного газа).

Задача 6.4. Определить расход серной кислоты для осушки воздуха при следующих данных: производительность абсорбера по газу-носителю $Q_b = 10000$ м³/час, считая на сухой воздух при нормальных условиях, начальное содержание влаги в воздухе $\bar{Y}_n = 0,016$ кг/(кг сухого воздуха), конечное содержание $\bar{Y}_k = 0,006$ кг/кг, начальное содержание воды в кислоте $\bar{X}_n = 0,4$ кг/кг моногидрата, конечное содержание $\bar{X}_k = 1,4$ кг/кг. Осушка проводится при атмосферном давлении.

Задача 6.5. В насадочном абсорбере поглощается пар метилового спирта водой из газа под атмосферным давлением при средней температуре $t = 27$ °С. Массовое содержание метилового спирта в газе, поступающем в абсорбер, $\bar{C}_n = 100$ г/м³ инертного газа (считая объем газа при рабочих условиях). На выходе из абсорбера вода имеет концентрацию $X_k = 67$ % от максимально возможной, т. е. от равновесной с входящим газом Y_n^* . Уравнение растворимости метилового спирта в воде в относительных молярных концентрациях: $Y^* = 1,15 X$. Извлекается водой 98 % от исходного количества спирта ($\eta = 0,98$) Коэффициент массопередачи по жидкой фазе $K_x = 0,5$ кмоль спирта/[м²·ч(кмоль спирта/кмоль воды)]. Расход инертного газа $Q_r = 1200$ м³/ч (при рабочих условиях). Абсорбер заполнен насадкой из керамических колец с удельной площадью поверхности $f = 190$ м²/м³. Коэффициент смоченности насадки

$\psi = 0,87$. Фиктивная скорость газа в абсорбере $v_r = 0,4$ м/с. Определить расход воды L и требуемую высоту слоя насадки $H_{нас}$.

Задача 6.6. В абсорбер диаметром $D_a = 0,5$ м подается воздух в количестве $Q_r = 550$ м³/ч (при 760 мм рт. ст. и $t = 20$ °С), содержащий $y_n = 2,8$ % об. аммиака, который поглощается водой под атмосферным давлением. Степень извлечения аммиака $\eta = 0,95$. Расход воды L на 40 % больше теоретически минимального L_{min} . Коэффициент массопередачи по газовой фазе $K_y = 0,001$ кмоль аммиака/[м²·с(кмоль аммиака/кмоль воздуха)]. Коэффициент смоченности насадки $\psi = 0,9$.

Определить: 1) расход воды L ; 2) общее число единиц переноса n_r ; 3) высоту слоя неупорядоченной насадки $H_{нас}$ из керамических колец Рашига $50 \times 50 \times 5$ мм. Данные о равновесных концентрациях жидкости и газа взять из табл. 6.6 примера 6.9.

Задача 6.7. В насадочном абсорбере диаметром $D_a = 1$ м диоксид серы SO₂ поглощается водой из воздуха. Начальное содержание SO₂ в поступающей смеси $y_n = 7$ % об. Степень поглощения $\eta = 0,9$. На выходе из абсорбера вода содержит $\bar{X}_k = 0,0072$ кг SO₂/(кг воды). Коэффициент массопередачи в абсорбере по газовой фазе $\bar{K}_y = 0,005$ кг SO₂/[м²·с(кг SO₂/кг воздуха)]. Насадка из неупорядоченных керамических колец Рашига $50 \times 50 \times 5$ мм. Коэффициент смоченности насадки $\psi = 1$. Эквивалентная высота единицы переноса $h_s = 1,17$ м. Определить расход L воды в абсорбере.

Задача 6.8. Определить гидравлическое сопротивление сухой ситчатой тарелки Δp_1 и газожидкостного слоя на ней Δp_3 , если «живое» сечение тарелки $f_{св} = 0,1$, плотность проходящего через нее газа $\rho_r = 1,2$ кг/м³, плотность жидкости $\rho_{ж} = 920$ кг/м³, высота слоя жидкости на тарелке $h_{ж} = 35$ мм, скорость газа в свободном сечении абсорбера $v_r = 0,6$ м/с. Силами поверхностного натяжения пренебречь.

Задача 6.9. Определить диаметр D_a и высоту тарельчатого абсорбера H_a для поглощения водой аммиака из воздушно-аммиачной смеси при атмосферном давлении и температуре $t = 20$ °С. Начальное содержание аммиака в газовой смеси $y_n = 7$ % об. Степень извлечения $\eta = 90$ %. Расход инертного газа (воздуха) $Q_r = 10000$ м³/ч (при рабочих условиях). Линию равновесия считать прямой, ее уравнение в относительных массовых концентрациях: $\bar{Y}^* = 0,61 \bar{X}$. Скорость газа в абсорбере $v_r = 0,8$ м/с. Расстояние между тарелками $h_r = 0,6$ м. Средний КПД тарелок $\eta_r = 0,62$. Коэффициент избытка поглотителя $L/L_{min} = 1,3$.

Задача 6.10. Рассчитать противоточный абсорбер с неупорядоченной насадкой из колец Рашига для санитарной очистки воздуха от SO₂ чистой водой с удельным расходом $l = L/G = 25$ кг/кг по данным табл. 6.14 и 6.15.

Заданы: 1) абсорбент - вода; 2) среднее давление газа в абсорбере $p = 10^5$ Па; 3) средняя температура газа и абсорбента в абсорбере; 4) расход Q_b , G_b очищаемого газа без диоксида серы и водяных паров (объемы газа даны при нормальных условиях); 5) молярная доля SO₂ в газе на входе в абсорбер y_n ; 6) требуемая эффективность очистки газа абсорбером $\eta = 95$ %; 7) размеры керамических колец Рашига для первого пробного расчета $25 \times 25 \times 3$ мм.

Т а б л и ц а 6.14

Варианты заданий к задаче 6.10

Температура t , °С	10	15	20
Расход инертного газа (воздуха) Q_b , G_b	3600 м ³ /ч	1 м ³ /с	1,29 кг/с
Молярная доля SO ₂ в исходном газе y_n	0,06	0,04	0,02

Т а б л и ц а 6.15

Равновесные содержания SO_2 в воде и воздухе при разных температурах

Концентрация SO_2 в воде \bar{X} , кг SO_2 /(100 кг H_2O)	Парциальное давление SO_2 p_A (мм рт. ст.) над раствором при температуре t , °C					
	7	10	15	18	20	30
0,02	0,3	0,3	0,3	0,385	0,5	0,6
0,06	0,7	0,75	0,8	1,02	1,2	1,7
0,1	1,6	1,75	2,2	2,66	3,2	4,7
0,15	2,6	3,1	3,8	4,9	5,8	8,1
0,2	3,7	4,6	5,7	6,3	8,5	11,8
0,3	6,9	7,9	10,0	11,8	14,1	19,7
0,5	13,5	15,6	19,3	23	28	36
0,7	20,6	23,6	28,0	34	38,5	52
1,0	31	36	44	54	59	74,5
1,04	-	-	-	-	82,5	-
1,5	51	59	71	84	92	125
2,0	-	75	-	-	110	170
2,5	92	105	127	-	161	216
4,0	-	170	-	-	270	380
5,0	198	226	-	-	336	452
6,0	-	270	-	-	430	580
7,5	-	349	-	-	517	688

1. Рассчитайте и начертите график изотермы абсорбции диоксида серы абсорбентом в координатах $\bar{Y} - \bar{X}$ при заданной температуре.
2. Рассчитайте материальный и тепловой балансы абсорбера, основные его размеры.
3. Рассчитайте гидродинамическое сопротивление абсорбера очищаемому газу. Если сопротивление окажется больше $p = 10^4$ Па, следует снизить его, подбирая подходящую плотность орошения, размеры и материал насадки.

Задача 6.11. Предприятие выбрасывает в атмосферу неорганическую пыль и аммиак через трубу высотой $H = 35$ м. Коэффициент стратификации атмосферы $A = 240$, коэффициенты: $F = 1$, $m = 0,9$, $n = 1$, $\eta = 1$, объем отходящих газов $Q_r = 10000$ м³/ч, разность температур выбрасываемой газовой смеси и окружающего атмосферного воздуха $\Delta T = 100$ °C. Фоновая концентрация пыли и аммиака пулевая. Концентрация пыли в отходящих газах $C_{н.п} = 50$ г/м³, аммиака $C_{н.г} = 400$ мг/м³. Пыль имеет полидисперсный состав (медианный диаметр $d_m = 10$ мкм и дисперсия $\lg \sigma_{\chi} = 0,3$). Определить предельно-допустимый выброс пыли и аммиака. Необходима ли очистка отходящих газов? Если необходима, то какова должна быть ее эффективность? При необходимости очистки газов предложите возможную схему системы очистки.

Задачи 6.12-6.36. Провести гидравлический расчет (скорость газа в колонне v_r , диаметр абсорбера D_a , гидравлическое сопротивление абсорбера Δp) и подобрать тарельчатую колонну-абсорбер по условиям задач, приведенных в табл. 6.16 и табл. П.28-П.33 приложения.

Т а б л и ц а 6.16

Исходные данные к задачам 6.12-6.36

Номер задачи	Тип тарелки	$G \times 10^{-3}$, кг/ч	$L \times 10^{-3}$, кг/ч	$\rho_{г}$, кг/м ³	$\rho_{ж}$, кг/м ³	$\sigma \cdot 10^3$, Н/м	$\mu_{г} \cdot 10^5$, Па·с	$\mu_{ж} \cdot 10^3$, Па·с	$n_{ст}$
6.12	Колпачковая	2,9	2,8	3,5	850	17	5,6	4,2	20
6.13		9,0	7,5	6,3	920	20	8,0	6,3	14
6.14		7,4	6,3	2,4	950	25	2,3	3,6	16
6.15		22,3	19,4	3,8	860	32	2,0	7,5	18
6.16		68,4	55,6	7,6	890	48	1,5	2,6	10
6.17		44,0	36,0	3,4	730	25	1,8	3,8	13
6.18		86,4	70,2	5,7	940	36	2,3	1,6	10
6.19		26,6	24,8	6,6	845	45	4,7	2,8	16
6.20		Ситчатая	21,2	19,8	7,8	920	18	2,3	4,3
6.21	17,0		16,0	5,5	730	24	3,6	5,7	14
6.22	39,5		35,7	6,7	670	28	5,3	3,2	18
6.23	32,4		29,6	3,6	930	36	2,4	6,8	21
6.24	44,0		36,0	3,4	880	42	3,2	2,3	8
6.25	4,6		4,2	5,6	920	28	4,2	3,8	10
6.26	6,9		5,6	4,8	770	37	2,4	4,5	13
6.27	16,1		15,2	5,2	930	35	1,5	6,3	8
6.28	37,2		35,3	6,3	850	44	2,8	5,4	14
6.29	Провальная	43,2	42,4	4,8	780	28	3,2	2,8	11
6.30		50,5	49,7	3,9	970	33	4,1	3,6	10
6.31		36,8	33,5	4,6	870	29	1,6	4,2	12
6.32		43,3	47,5	5,8	675	41	1,8	2,4	14
6.33		30,1	29,5	9,7	890	36	2,3	2,7	10
6.34		50,1	48,0	8,5	920	45	2,5	3,2	8
6.35		70,2	65,7	7,8	840	64	3,6	4,3	7
6.36		81,6	79,6	6,3	790	36	1,8	4,0	6

Примечание. G - расход газа; L - расход жидкости; $\rho_{г}$, $\rho_{ж}$ – плотность соответственно газа и жидкости; σ – поверхностное натяжение жидкости; $\mu_{г}$, $\mu_{ж}$ – динамическая вязкость соответственно газа и жидкости; $n_{ст}$ – число ступеней изменения концентрации.

Глава 7. Газоадсорбционные установки

Адсорбция позволяет почти полностью извлечь из газовой смеси загрязняющие компоненты. Она дает возможность осуществлять глубокую очистку газов. Этим объясняется все большее применение в защите окружающей среды адсорбционных методов разделения и очистки там, где другие методы оказываются недостаточно эффективными.

Процесс адсорбции происходит на поверхности твердого пористого тела – адсорбента, где ненасыщенные поверхностные силы вступают во взаимодействие с силовыми полями адсорбируемых молекул.

На практике нашли применение следующие адсорбенты: активные угли, силикагели, алюмогели и цеолиты. Характеристика и области применения некоторых активных углей представлены в табл. П.23 приложения.

Для очистки газов используют адсорберы периодического и непрерывного действия. К аппаратам периодического действия относят вертикальные (рис. 7.1), горизонтальные, кольцевые адсорберы, а также выполненные в виде трубчатого теплообменника.

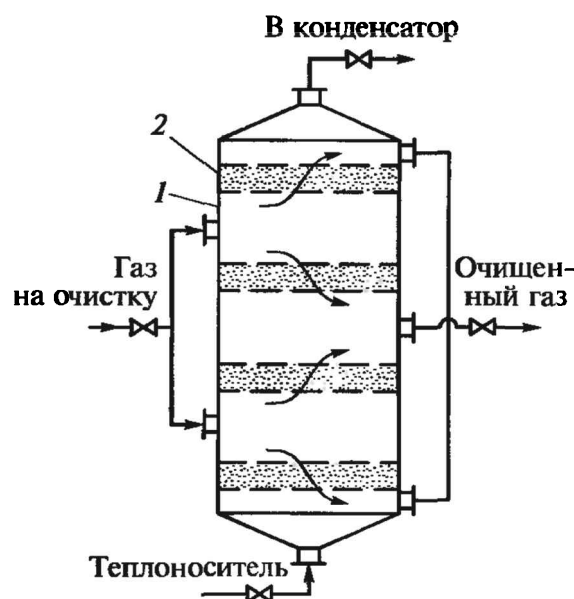


Рис. 7.1. Адсорбер полочного типа с неподвижными слоями адсорбента:
1 – корпус; 2 – полка с адсорбентом

Непрерывность процесса адсорбции может быть достигнута циркуляцией адсорбента в замкнутой системе и распределением в адсорбционной колонне локальных зон, в каждой из которых в оптимальных рабочих условиях осуществляется одна из основных стадий процесса: адсорбция, нагрев и десорбция, охлаждение и т. д. (рис. 7.2).

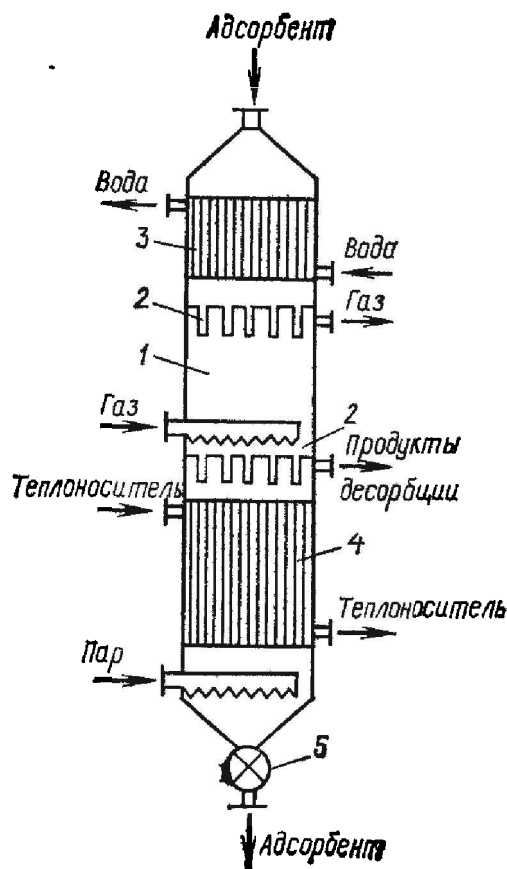


Рис. 7.2. Адсорбер с движущимся слоем адсорбента:

1 – зона адсорбции; 2 – распределительные тарелки; 3 – холодильник; 4 – подогреватель; 5 – затвор

7.1. Основы расчета процесса адсорбции

Активность адсорбента. Под активностью адсорбента a^* понимают его способность поглощать вещество. Различают статическую и динамическую активность.

После некоторого периода работы адсорбент перестает полностью поглощать извлекаемый компонент и наблюдается «проскок» компонента через слой адсорбента. Динамическая активность a_d^* определяется количеством адсорбтива, поглощенного единицей объема адсорбента при пропускании через него газа или жидкости, содержащих адсорбтив, до момента «проскока». С этого момента концентрация компонента в отходящей парогазовой смеси возрастает вплоть до наступления равновесия.

Статическая активность $a_{ст}^*$ адсорбента – это количество адсорбтива, которое поглощается к моменту достижения равновесия массовой (кг/кг) или объемной (кг/м³) единицей адсорбента при данной температуре и концентрации адсорбтива в газообразном или жидком носителе.

Динамическая активность всегда меньше статической. Расход адсорбента следует определять по его динамической активности.

Равновесная концентрация адсорбируемого вещества в адсорбенте (активность адсорбента) выражается уравнением Фрейндлиха:

$$a_{ст}^* = A \sqrt[n]{p^*},$$

которое может быть представлено в виде

$$a_{\text{ст}}^* = A_1 \sqrt[n]{Y^*}, \quad (7.1)$$

где $a_{\text{ст}}^*$ – статическая активность адсорбента при достижении равновесия, кг/(кг адсорбента); p^* – равновесное давление парогазового вещества в парогазовой смеси, Па; Y^* – равновесная относительная концентрация адсорбируемого вещества в газовой или жидкой смеси, кг/(кг инертной части газа или жидкости); A, A_1, n – коэффициенты, определяемые опытным путем с учетом свойств адсорбента, адсорбируемого вещества, давления и температуры процесса, причем $n \geq 1$.

Зависимость (7.1) при определенной температуре изображается изотермой адсорбции.

По теории объемного заполнения пор равновесная концентрация в твердом теле описывается уравнением Дубинина:

$$a_{\text{ст}}^* = \frac{W_{01}}{\nu} \exp \left[\frac{-B_1 T^2}{\beta^2} \left(\lg \frac{p_s}{p} \right)^2 \right] + \frac{W_{02}}{\nu} \exp \left[\frac{-B_2 T^2}{\beta^2} \left(\lg \frac{p_s}{p} \right)^2 \right], \quad (7.2)$$

где $a_{\text{ст}}^*$ – равновесная концентрация поглощаемого вещества в твердой фазе, моль/г; W_{01}, B_1, W_{02}, B_2 – константы, характеризующие адсорбент; $W_{01} = 0,19 \text{ см}^3/\text{г}$; $B_1 = 0,74 \cdot 10^{-6} \text{ К}^{-2}$; $W_{02} = 0,18 \text{ см}^3/\text{г}$; $B_2 = 3,42 \cdot 10^{-6} \text{ К}^{-2}$; β – коэффициент аффинности; ν – молярный объем поглощаемого компонента, $\text{см}^3/\text{моль}$; p_s – давление насыщенного пара извлекаемого вещества; p – парциальное давление паров извлекаемого вещества в газовой смеси.

Материальный баланс адсорбции. Материальный баланс процесса адсорбции в общем случае определяют по формуле:

$$d(G, y) = d(L, x), \quad (7.3)$$

где G, L – количество соответственно газовой смеси и адсорбента, кг; y, x – рабочая концентрация извлекаемого вещества соответственно в парогазовой смеси и в адсорбенте, мас. доля.

Для периодического процесса, концентрация поглощаемого вещества в адсорбенте меняется во времени и пространстве. Тогда уравнение материального баланса принимает вид

$$-G dy d\tau = S_a dH \rho_{\text{нас}} dx, \quad (7.4)$$

где S_a – площадь поперечного сечения адсорбента, м^2 ; H – высота слоя адсорбента, м; $\rho_{\text{нас}}$ – насыпная плотность адсорбента, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Кинетика адсорбции. Уравнение массопередачи при адсорбции, выраженное по парогазовой фазе, в дифференциальной форме имеет вид

$$dM = K_y (C - C^*) dS_k, \quad (7.5)$$

где M – масса вещества-загрязнителя, переносимого из газовой фазы в твердую, кг/с; K_y – коэффициент массопередачи по газовой фазе, м/с; C, C^* – соответственно рабочая текущая и равновесная концентрации поглощаемого вещества в газовой фазе, $\text{кг}/\text{м}^3$; S_k – площадь поверхности контакта фаз при массопереносе, м^2 .

Если внутреннее сопротивление массопереносу определяется внешней диффузией в парогазовой фазе, то объемный коэффициент массопередачи связан с коэффициентами массоотдачи соотношением

$$1/K_y = 1/\beta_y + 1/\beta_b \approx 1/\beta_y, \quad (7.6)$$

где β_y – коэффициент внешней диффузии в парогазовой фазе, м/с, (c^{-1}); β_b – коэффициент внутреннего массопереноса в порах адсорбента, м/с, (c^{-1}).

Коэффициент массоотдачи для внешнедиффузионной области β_{yV} , (c^{-1}), можно рассчитать с помощью следующих уравнений:

- при $Re_y = 30 \dots 150$

$$Nu_y = 0,395 Re_y^{0,64} Pr_y^{0,33}; \quad Nu_y = 0,53 Re_y^{0,54} Pr_y^{0,33}; \quad (7.7)$$

- при $Re_y = 2 \dots 30$

$$Nu_y = 0,725 Re_y^{0,47} Pr_y^{0,33}; \quad Nu_y = 0,883 Re_y^{0,47} Pr_y^{0,33}; \quad (7.8)$$

- при $Re_y < 2$

$$Nu_y = 0,515 Re_y^{0,85} Pr_y^{0,33}, \quad (7.9)$$

где $Nu_y = \beta_{yV} d_s / D_y$ — критерий Нуссельта в газовой фазе; $Re_y = \frac{v_r d_s}{\nu_r} = \frac{v_r d_s \rho_r}{\mu_r}$ — критерий Рейнольдса в газовой фазе; $Pr_y = \frac{\mu_r}{\rho_r D_y} = \frac{\mu_r}{\rho_r D_y}$ — критерий Прандтля в газовой фазе; d_s — эквивалентный диаметр зерна адсорбента, м; D_y — коэффициент молекулярной диффузии компонента в газовой фазе, m^2/c ; v_r — скорость газа, рассчитанная на свободное сечение аппарата м/с; ν_r – кинематическая вязкость газовой фазы, m^2/c ($\nu_r = \mu_r / \rho_r$); μ_r – динамическая вязкость газовой фазы, Па·с; ρ_r – плотность газовой фазы, $кг/м^3$.

Массу вещества M (кг) поглощаемого адсорбентом за время τ (с) определяют по формуле:

$$M = \beta_y S_k \Delta C \tau, \quad (7.10)$$

где β_y – коэффициент массоотдачи, м/с; ΔC – средняя движущая сила процесса, $кг/м^3$.

При поглощении паров активным углем значение β_{yV} (c^{-1}) находят по формуле:

$$\beta_{yV} = 1,6 \frac{D_y v_r^{0,54}}{v_r^{0,54} d_s^{1,46}}. \quad (7.11)$$

Объемный коэффициент массоотдачи β_{yV} , $кг/[м^3 \cdot c(кг/м^3)] = c^{-1}$, отнесенный к единице объема слоя, можно также рассчитать по формуле:

$$\beta_{yV} = \frac{Q_r}{V_L} \cdot \frac{C_n - C_k}{\Delta C}, \quad (7.12)$$

где Q_r – объем газа, прошедшего через слой адсорбента, $м^3/с$; C_n , C_k – соответственно начальная и конечная объемная концентрация поглощаемого компонента в парогазовой фазе, $кг/м^3$; V_L – объем слоя адсорбента, $м^3$.

Для адсорберов непрерывного действия с мелкозернистым адсорбентом, работающих в режиме псевдооживления, для расчета объемного коэффициента массоотдачи β_{yV} (с^{-1}) рекомендуется критериальная зависимость

$$\text{Nu}_y = 46,25 \cdot 10^{-6} \text{Re}_y^{1,67}, \quad (7.13)$$

где Nu_y – диффузионный критерий Нуссельта для газовой фазы:

$$\text{Nu}_y = \beta_{yV} d_s^2 / D_y.$$

7.2. Расчет адсорберов неперерывного действия с неподвижным слоем адсорбента

В периодическом адсорбере происходит изменение концентрации вещества во времени и по высоте слоя.

Массу адсорбента L (в кг) в периодическом процессе адсорбции можно определить по уравнению материального баланса:

$$L = v_r S_a \rho_r \tau \frac{y_H - y_K}{x_K - x_H} = v_r S_a \rho_r \tau \frac{Y_H - Y_K}{X_K - X_H}, \quad (7.14)$$

где v_r – скорость парогазовой фазы, отнесенная к полному сечению адсорбера, м/с; S_a – площадь сечения адсорбера, м^2 ; ρ_r – плотность парогазовой смеси, $\text{кг}/\text{м}^3$; τ – продолжительность процесса адсорбции, с.

Высоту рабочего неподвижного слоя адсорбента H (м) определяют, используя выражение:

$$H = \frac{M}{\beta_{yV} S_a \Delta C \tau}, \quad (7.15)$$

где M – масса вещества, поглощаемого адсорбентом, кг, β_{yV} – объемный коэффициент массоотдачи, с^{-1} ; S_a – площадь сечения адсорбера, м^2 ; ΔC – средняя движущая сила процесса, $\text{кг}/\text{м}^3$; τ – продолжительность процесса, с.

По изменению скорости процесс адсорбции делят на два периода:

- 1) период уменьшающейся скорости, ограниченной временем τ_0 и высотой слоя H_0 ;
- 2) период постоянной скорости $\tau > \tau_0$.

Общая продолжительность процесса адсорбции состоит из времени собственно адсорбции τ , времени десорбции τ_d и времени сушки и охлаждения сорбента τ_c :

$$T = \tau + \tau_d + \tau_c, \quad (7.16)$$

Продолжительность собственно процесса адсорбции приближенно можно определить по уравнению:

$$\tau = \frac{L(x_K - x_H)}{v_r S_a \rho_r (y_H - y_K)} = \frac{L(X_K - X_H)}{v_r S_a \rho_r (Y_H - Y_K)}, \quad (7.17)$$

где L — масса адсорбента, кг.

Величину, обратную скорости перемещения фронта v_ϕ равных концентраций компонента через слой адсорбента, называют коэффициентом поглощательного (защитного) дей-

ствия слоя и обозначают $k = 1/v_{\phi}$. Величине k (с/м), представляющую собой время насыщения слоя адсорбента высотой 1 м, определяют по уравнению материального баланса:

$$S_a \cdot 1,0 \cdot \rho_{\text{нас}} a_0^* = G Y_n k, \quad (7.18)$$

откуда

$$k = \frac{S_a \rho_{\text{нас}} a_0^*}{G Y_n} = \frac{a_0^*}{v_{\phi} C_0}, \quad (7.19)$$

где S_a - площадь сечения адсорбера, м²; $\rho_{\text{нас}}$ - насыпная плотность адсорбента, кг/м³; G - расход газа, кг/с; a_0^* - начальная активность адсорбента (кг/кг), равновесная с начальным составом поступающего газа Y_n (кг/кг), или начальная активность адсорбента (кг/м³), равновесная с начальной концентрацией поступающего газа C_0 (кг/м³).

Зависимость времени адсорбции τ от высоты слоя адсорбента H при $H > H_0$ выражается прямой линией, тангенс угла наклона которой равен k , и время поглотительного действия слоя выражается равенством (уравнение Н.Шилова):

$$\tau = \tau_0 + k(H - H_0), \quad (7.20)$$

где величина τ_0 (с) определяется выражением:

$$\tau_0 = \frac{\rho_{\text{нас}}}{\beta_y f} \int_0^{X_n} \frac{dX}{Y_n - Y_n^*}, \quad (7.21)$$

где β_y - коэффициент массоотдачи, кг/[м²с(кг/кг)]; f — удельная площадь поверхности адсорбента, м²/м³; Y_n^* - концентрация адсорбируемого компонента в парогазовой фазе, равновесная с начальной концентрацией этого компонента, поступающего в адсорбер, кг/кг.

Уравнение (7.21) содержит интеграл, который определяют графически. Для этого строят зависимость $1/(Y_n - Y_n^*) = f(X)$.

Высоту работающего слоя адсорбента H_0 в момент τ_0 определяют соотношением

$$H_0 = n_0 h_0, \quad (7.22)$$

где n_0 — число единиц переноса; h_0 — высота единицы переноса, м:

$$h_0 = \frac{G}{\rho_{\text{г}} K_{\text{yc}} S_a f} = \frac{G}{\rho_{\text{г}} K_{\text{yv}} S_a} = \frac{Q_{\text{г}}}{K_{\text{yv}} S_a}, \quad (7.23)$$

где G - расход газа-носителя, кг/с; K_{yc} - коэффициент массопередачи, кг/[м²с(кг/м³)], м/с; S_a - площадь сечения аппарата, м²; f — удельная площадь поверхности адсорбента, м²/м³; $K_{\text{yv}} = K_{\text{yc}} f$ - объемный коэффициент массопередачи, с⁻¹.

Число единиц переноса n_0 на участке H_0 можно найти графическим интегрированием

$$n_0 = \int_{X_c}^{X_n} \frac{dX}{X_n^* - X} = \int_{a_c}^{a_n} \frac{da}{a_0^* - a}, \quad (7.24)$$

ГЛАВА 7. Газоадсорбционные установки

где X_n^* - концентрация адсорбируемого вещества в слое адсорбента, равновесная с начальной концентрацией Y_n этого вещества в парогазовой фазе, кг/(кг адсорбента); X_c — концентрация поглощаемого вещества в конце работающего слоя адсорбента, кг/(кг адсорбента); a_0^* - активность адсорбента, равновесная с начальной концентрацией Y_n поглощаемого вещества в парогазовой фазе, кг/(кг адсорбента); a_c - активность адсорбента в конце работающего слоя, кг/(кг адсорбента).

Площадь сечения адсорбера определяют, используя уравнение расхода:

$$S_a = \frac{Q_r}{v_r} = \frac{G}{v_r \rho_r}, \quad (7.25)$$

где Q_r - объемный расход газа, м³/с; v_r - скорость газа, отнесенная ко всему сечению адсорбера, м/с (принимают равной 0,08...0,25 м/с); G — массовый расход газа, кг/с; ρ_r - плотность газа, кг/м³.

Если адсорбция протекает в линейной части изотермы адсорбции, то для расчета продолжительности цикла τ используют уравнение вида

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{\Gamma}{v_r} H} - b \sqrt{\frac{\Gamma}{\beta_{yV}}}, \quad (7.26)$$

где β_{yV} - объемный коэффициент массоотдачи, с⁻¹; Γ - безразмерный коэффициент адсорбции

$$\Gamma = a_0^* \rho_{\text{нас}} / C_n. \quad (7.27)$$

Продолжительность процесса адсорбции τ , с, можно также определить по формуле :

$$\tau = \frac{a_0^* H}{v_r C_n} = k H, \quad (7.28)$$

где коэффициент защитного действия адсорбента, с/м:

$$k = \frac{a_0^*}{v_r C_n}. \quad (7.29)$$

Время τ_3 защитного действия слоя адсорбента, т. е. время достижения за слоем донустимой концентрации, определяют по уравнению Н.Шилова (7.20):

$$\tau_3 = \tau - \tau_0 = k H - \tau_0, \quad (7.30)$$

где τ_0 - время потери защитного действия слоя вследствие конечной скорости адсорбции, с.

Высота слоя адсорбента H в адсорбере диаметром D_a составит

$$H = \frac{L}{0,785 D_a^2 \rho_{\text{нас}}}, \quad (7.31)$$

где L - масса адсорбента, загруженного в адсорбер, кг; $\rho_{\text{нас}}$ - насыпная плотность слоя адсорбента, кг/м³.

Необходимый объем адсорбента V_L для поглощения компонента из парогазовой смеси с начальной концентрацией C_H за время τ можно определить по уравнению:

$$V_L = \frac{Q_r C_H \tau}{a_0^*}, \quad (7.32)$$

где a_0^* - активность адсорбента, кг/м³.

Если изотерма адсорбции поглощаемого вещества неизвестна, ее можно построить по изотерме адсорбции стандартного вещества. В качестве стандартного вещества обычно выступает бензол (см. табл. П.26 приложения).

Ординаты и абсциссы точек изотермы искомого поглощаемого вещества рассчитывают по формулам:

$$a_2^* = a_1^* \frac{v_1}{v_2}; \quad (7.33)$$

$$\lg p_2 = \lg p_{s2} - \beta \cdot \frac{T_1}{T_2} \cdot \lg \frac{p_{s1}}{p_1}; \quad \lg C_2^* = \lg C_{s2} - \beta \cdot \frac{T_1}{T_2} \cdot \lg \frac{C_{s1}}{C_1^*}, \quad (7.34)$$

где a_1^* , a_2^* — активность адсорбента соответственно бензола и поглощаемого вещества, кг/м³; v_1 , v_2 — молярные объемы бензола и поглощаемого вещества в жидком состоянии, м³/кмоль (см. табл. П.17 приложения); p_1 , p_2 — парциальные давления паров бензола и эфира, Па (мм рт. ст.); p_{s1} , p_{s2} — давления насыщенных паров бензола и поглощаемого вещества при 20 °С, Па (мм рт. ст.), (см. табл. П.25 приложения); C_1^* , C_2^* — концентрация паров бензола и поглощаемого вещества в парогазовой фазе в состоянии равновесия, кг/м³; C_{s1} , C_{s2} — концентрации насыщенных паров бензола и поглощаемого вещества при 20 °С, кг/м³; T_1 , T_2 — температуры бензола и поглощаемого вещества при адсорбции; β — коэффициент аффинности определяется соотношением

$$\beta = v_2 / v_1 \quad (7.35)$$

или по табл. П.24 приложения.

Молярные объемы бензола v_1 и вещества v_2 можно определить, используя уравнения

$$v_1 = M_1 / \rho_1, \quad v_2 = M_2 / \rho_2, \quad (7.36)$$

где M_1 , M_2 - молярные массы бензола и поглощаемого вещества в жидком состоянии, кг/кмоль (см. табл. П.26 приложения); ρ_1 , ρ_2 - плотность бензола и поглощаемого вещества в жидком состоянии, кг/м³ (см. табл. П.18 и П.25 приложения).

Значения концентраций насыщенных паров C_{s1} и C_{s2} определяют по уравнениям:

$$C_{s1} = \frac{p_{s1} M_1}{RT_1}; \quad C_{s2} = \frac{p_{s2} M_2}{RT_2}, \quad (7.37)$$

где $R = 8310$ Дж/(кмоль·К) - универсальная газовая постоянная.

Важной кинетической характеристикой процесса адсорбции является высота зоны массопередачи (высота работающего слоя) H_0 , которую можно рассчитать на основании выходных кривых (кривых отклика) по уравнению

$$H_0 = H \frac{\tau_{\text{нас}} - \tau_{\text{пр}}}{\tau_{\text{нас}} - (1 - f^*)(\tau_{\text{нас}} - \tau_{\text{пр}})}, \quad (7.38)$$

где H — высота слоя сорбента, м; $\tau_{\text{нас}}$ — время до равновесного насыщения слоя, с; $\tau_{\text{пр}}$ — время защитного действия при минимальной индуцируемой прорывной концентрации, с; f^* — неиспользованная равновесная активность адсорбента в динамических условиях в зоне массопередачи (для микропористых сорбентов в зоне массопередачи $f^* \approx 0,5$).

В зависимости от положения величины начальной концентрации поглощаемого вещества в газовой фазе C_n на изотерме адсорбции (рис. 7.3) применяют один из следующих трех методов определения продолжительности адсорбции.

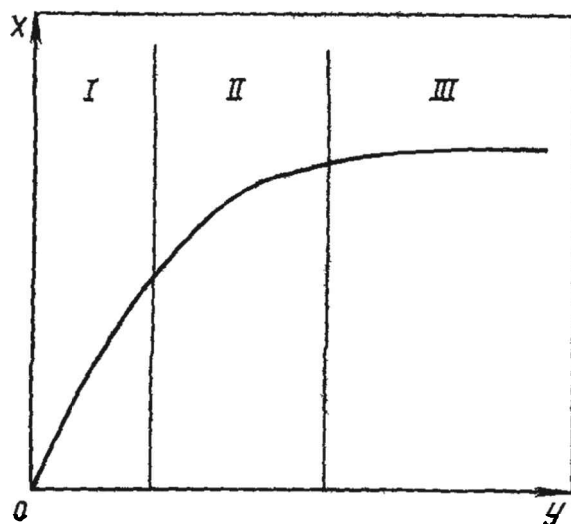


Рис. 7.3. Области изотермы адсорбции (к расчету продолжительности процесса):

I - прямолинейная область; *II* - криволинейная область; *III* - предельная область

1. Для первой области (см. рис. 7.3), где изотерма адсорбции считается прямолинейной и приближенно отвечает закону Генри, пользуются формулой :

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{a_0^* H}{v_r C_n}} - b \sqrt{\frac{a_0^*}{\beta_{yV} C_n}}, \quad (7.39)$$

где a_0^* - активность адсорбента, кг/м³, равновесная с начальной концентрацией вещества в парогазовой фазе C_n , кг/м³, (берется по изотерме адсорбции); v_r - скорость парогазового потока, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с; H - высота слоя адсорбента, м; b - коэффициент; β_{yV} - объемный коэффициент массоотдачи в газовой фазе, с⁻¹.

Величина коэффициента b берется для ряда значений C/C_n (табл. 7.1)

Т а б л и ц а 7.1

Значение коэффициента b					
C/C_n	b	C/C_n	b	C/C_n	b
0,005	1,84	0,2	0,63	0,7	-0,27
0,01	1,67	0,3	0,42	0,8	-0,46
0,03	1,35	0,4	0,23	0,9	-0,68
0,05	1,19	0,5	0,07		
0,1	0,94	0,6	-0,10		

2. Для второй области (рис. 7.3), где зависимость между концентрацией газа и количеством поглощенного вещества является криволинейной, для определения продолжительности адсорбции пользуются уравнением:

$$\tau = \frac{a_0^*}{v_r C_n} \left\{ H - \frac{v_r}{\beta_{yV}} \left[\frac{1}{\varphi} \ln \left(\frac{C_n}{C_k} - 1 \right) + \ln \frac{C_n}{C_k} - 1 \right] \right\}, \quad (7.40)$$

где a_0^* - активность адсорбента, равновесная с начальной концентрацией вещества в парогазовой фазе C_n , кг/м³; C_k - содержание абсорбируемого вещества в газовой фазе на выходе из адсорбера, кг/м³; $\varphi = C_n / C^*$, где C^* - содержание вещества в газовом потоке, равновесное с количеством, равным половине вещества, максимально поглощаемого адсорбентом при данной температуре, т. е. равновесное с $a_{\max}^* / 2$, кг/м³.

3. Для третьей области изотермы адсорбции (рис. 7.3), где количество вещества, поглощаемого адсорбентом, достигает предела и остается постоянным, время адсорбции:

$$\tau = \frac{a_0^*}{v_r C_n} \left[H - \frac{v_r}{\beta_{yV}} \ln \left(\frac{C_n}{C_k} - 1 \right) \right]. \quad (7.41)$$

Для установок со стационарным слоем сорбента при пористости слоя $\varepsilon = 0,4$ гидравлическое сопротивление слоя Δp вычисляют по уравнению:

$$\Delta p = \frac{2H}{\rho_r d_s} \left[770 \cdot \frac{v_r \rho_r \mu_r}{d_s} + 10,6 (v_r \rho_r)^2 \right], \quad (7.42)$$

где H — высота слоя сорбента, м; ρ_r - плотность парогазовой смеси, кг/м³; d_s — эквивалентный диаметр зерна адсорбента, м; v_r — скорость газа, рассчитанная на свободное сечение аппарата, м/с; μ_r - динамическая вязкость газовой фазы, Па·с.

Пример 7.1. Определить требуемое количество и высоту слоя активного угля, диаметр адсорбера периодического действия для поглощения паров бензина из смеси его с воздухом. Расход паровоздушной смеси $Q_r = 3450$ м³/ч. Начальная концентрация бензина в парогазовой смеси $\bar{C}_n = 0,02$ кг/м³. Скорость паровоздушной смеси $v_r = 0,23$ м/с, считая на полное сечение аппарата, динамическая активность угля по бензину $a_d = 7$ % масс., остаточная активность после десорбции $a_0 = 0,8$ % масс., насыпная плотность угля $\rho_{\text{нас}} = 500$ кг/м³. Продолжительность десорбции, сушки и охлаждения адсорбента составляет $\tau = 1,45$ ч.

Решение. Для поглощения бензина за 1,45 ч необходимо адсорбента:

$$L = \frac{Q_r C_H \tau}{a_d - a_0} = \frac{3450 \cdot 0,02 \cdot 1,45}{0,07 - 0,008} = 1612 \text{ кг.}$$

При заданных скорости и расходе паровоздушной смеси диаметр адсорбера по уравнению расхода (7.25) должен быть равен

$$D_a = \sqrt{\frac{Q_r}{0,785 v_r}} = \sqrt{\frac{3450}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,23}} = 2,3 \text{ м.}$$

Высоту слоя адсорбента находим по формуле (7.31):

$$H = \frac{L}{0,785 D_a^2 \rho_{\text{нас}}} = \frac{1612}{0,785 \cdot 2,3^2 \cdot 500} \approx 0,8 \text{ м.}$$

Пример 7.2. Определить продолжительность адсорбции паров бензола из воздуха при температуре $t = 20^\circ\text{C}$ и атмосферном давлении в адсорбере диаметром $D_a = 2,5$ м с неподвижным зернистым слоем адсорбента при начальной концентрации паровоздушной смеси $Y_1 = 0,02$ кг/кг воздуха. Адсорбент — активированный уголь с насыпной плотностью $\rho_{\text{нас}} = 550$ кг/м³. Высота слоя угля в аппарате $H = 1,1$ м, относительный свободный объем слоя $\varepsilon = 0,375$, удельная площадь поверхности адсорбента $f = 1630$ м²/м³. Расход паровоздушной смеси $Q_r = 0,818$ м³/с, ее плотность $\rho_r = 1,2$ кг/м³.

Решение. Площадь сечения слоя угля $S_a = 0,785 \cdot 2,5^2 = 4,9$ м².

Фиктивная скорость паровоздушной смеси по уравнению расхода (7.25) составляет

$$v_r = Q_r / S_a = 0,818 / 4,9 = 0,167 \text{ м/с.}$$

Массовый расход паровоздушной смеси равен

$$G = \rho_r Q_r = 1,2 \cdot 0,818 = 0,982 \text{ кг/с.}$$

По изотерме адсорбции (рис. 7.4) при $Y_1 = 0,02$ кг/кг воздуха равновесная концентрация (статическая активность адсорбента) бензола в угле $a_{\text{ст}}^* = X^* = 0,24$ кг/кг угля.

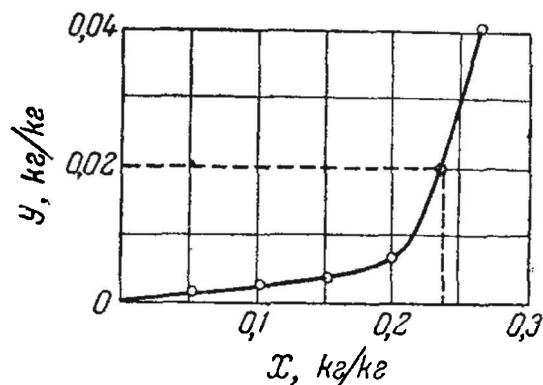


Рис. 7.4. Изотерма адсорбции (к примеру 7.2)

Принимаем концентрацию насыщения начального сечения слоя $X_H = 0,98 a_{ct}^* = 0,98 X^* = 0,235$ кг/кг угля.

Определяем по формуле (7.19) время насыщения слоя угля высотой 1 м

$$k = \frac{S_a \rho_H a_0^*}{G Y_1} = \frac{4,9 \cdot 550 \cdot 0,235}{0,982 \cdot 0,02} = 3,24 \cdot 10^4 \text{ с/м.}$$

Находим время τ_0 , в течение которого насыщается начальное сечение слоя. Пользуясь формулой (7.21)

$$\tau_0 = \frac{\rho_{\text{нас}}}{\beta_y f} \int_0^{X_H} \frac{dX}{Y_1 - Y_1^*},$$

вычисляем интеграл ее правой части методом графического интегрирования. Принимаем ряд произвольных значений X (меньше $X_H = 0,235$ кг/кг угля). По изотерме адсорбции (см. рис. 7.4) определяем значения Y_1^* , соответствующие каждой величине X , и строим график зависимости $1/(Y_1 - Y_1^*)$ от X (рис. 7.5) на основании полученных данных, приведенных в табл. 7.2.

Т а б л и ц а 7.2

К расчету числа единиц переноса $\int_0^{X_H} \frac{dX}{Y_1 - Y_1^*}$

X	$Y_1^* \cdot 10^3$	Y_1	$Y_1 - Y_1^*$	$\frac{1}{Y_1 - Y_1^*}$
0	0	0,02	0,02	50
0,05	1,65	0,02	0,01835	54,5
0,10	2,37	0,02	0,01763	56,8
0,15	3,54	0,02	0,01646	60,8
0,20	7,10	0,02	0,01290	77,6
0,235	15,70	0,02	0,0043	223

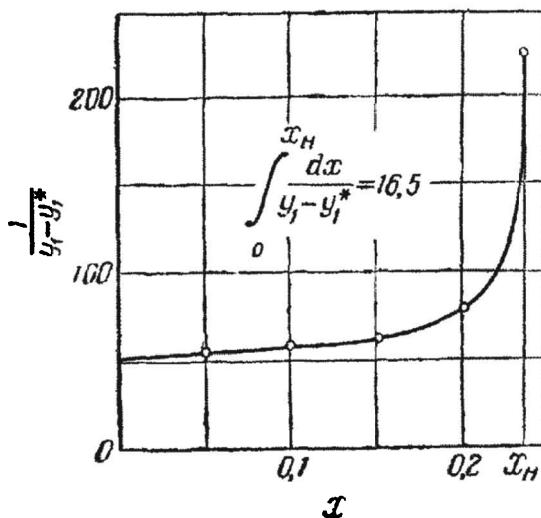


Рис. 7.5. Определение числа единиц переноса (к примеру 7.2)

ГЛАВА 7. Газоадсорбционные установки

Площадь, ограниченная кривой, осью абсцисс и крайними ординатами, проведенными из точек 0 и X_n , составляет $41,3 \text{ см}^2$ (см. рис. 7.5). С учетом масштабов построения интеграл

$$\int_0^{X_n} \frac{dX}{Y_1 - Y_1^*} = 41,3 \cdot 0,02 \cdot 20 = 16,5.$$

Для определения коэффициента массоотдачи от паровоздушной смеси к неподвижному слою адсорбента находим по формуле (6.59) эквивалентный диаметр слоя угля

$$d_s = \frac{4\varepsilon}{f} = \frac{4 \cdot 0,375}{1630} = 9,2 \cdot 10^{-4} \text{ м.}$$

Массовая скорость паровоздушной смеси по формуле (6.28) составляет

$$W = \frac{v_r \rho_r}{\varepsilon} = \frac{0,167 \cdot 1,2}{0,375} = 0,532 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

где ρ_r — плотность паровоздушной смеси, $\rho_r = 1,2 \text{ кг}/\text{м}^3$.

Вычисляем по формуле (6.60) критерий Рейнольдса для паровоздушной смеси:

$$\text{Re} = \frac{W d_s}{\mu_r} = \frac{0,532 \cdot 9,2 \cdot 10^{-4}}{1,75 \cdot 10^{-5}} = 28,$$

где μ_r — динамическая вязкость паровоздушной смеси, $\mu_r = 1,75 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

Коэффициент диффузии паров бензола в воздухе при 0°C составляет (см. табл. П.16 приложения)

$$D_0 = 7,7 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Определяем по формуле (6.39) коэффициент диффузии паровоздушной смеси при давлении $p = 1,01 \cdot 10^5 \text{ Па}$ (1 атм) и температуре $t = 20^\circ \text{C}$:

$$D_y = D_0 \frac{p_0}{p} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2} = 7,7 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{1,01 \cdot 10^5}{1,01 \cdot 10^5} \left(\frac{273 + 20}{273} \right)^{3/2} = 8,61 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Находим по формуле (6.61) значение диффузионного критерия Прандтля в газовой фазе:

$$\text{Pr}_y = \frac{\mu_r}{\rho_r D_y} = 1,75 \cdot 10^{-5} / (1,2 \cdot 8,61 \cdot 10^{-6}) = 1,7.$$

В соответствии с найденным значением Re определяем по формуле (7.8) коэффициент массоотдачи от паровоздушной смеси к углю:

$$\text{Nu}_y = 0,883 \text{Re}_y^{0,47} \text{Pr}_y^{0,33} = 0,883 \cdot 28^{0,47} \cdot 1,7^{0,33} = 5,05,$$

откуда коэффициент массоотдачи от паровоздушной смеси к слою адсорбента

$$\beta_C = \text{Nu}_y \frac{D_y}{d_s} = 5,05 \cdot \frac{0,861 \cdot 10^{-5}}{9,2 \cdot 10^{-4}} = 0,0472 \text{ м}/\text{с}$$

или

$$\beta_y = \rho_r \beta_c = 1,20,0472 = 0,057 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Следовательно, время τ_0 по уравнению (7.21) равно

$$\tau_0 = \frac{\rho_n}{\beta_y f} \int_0^{X_n} \frac{dX}{Y_n - Y_n^*} = \frac{550 \cdot 16,5}{0,057 \cdot 1630} = 98 \text{ с.}$$

Высота единицы переноса по формуле (7.23) составляет

$$h_0 = \frac{G}{\beta_y S_a f} = \frac{0,982}{0,057 \cdot 4,9 \cdot 1630} = 0,00216 \text{ м.}$$

Находим число единиц переноса графическим способом, принимая концентрацию бензола в конце работающего слоя адсорбента $X_c = 0,01$ кг/кг угля.

Определяем значения $1/(X_n^* - X)$ в пределах изменения X от $X_n = 0,235$ кг/кг угля до $X_c = 0,01$ кг/кг угля (табл. 7.3).

Т а б л и ц а 7.3

К расчету $\int_{X_c}^{X_n} \frac{dX}{X_n^* - X}$

X	X_n^*	$X_n^* - X$	$\frac{1}{X_n^* - X}$
0.01	0,025	0,015	66,7
0,05	0,165	0,115	8,7
0,10	0,21	0,11	9,1
0,15	0,217	0,067	14,9
0,20	0,24	0,04	25
0,235	0,245	0,01	100

Методом графического интегрирования определяем по рис. 7.6 число единиц переноса $n_0 = 4,6$.

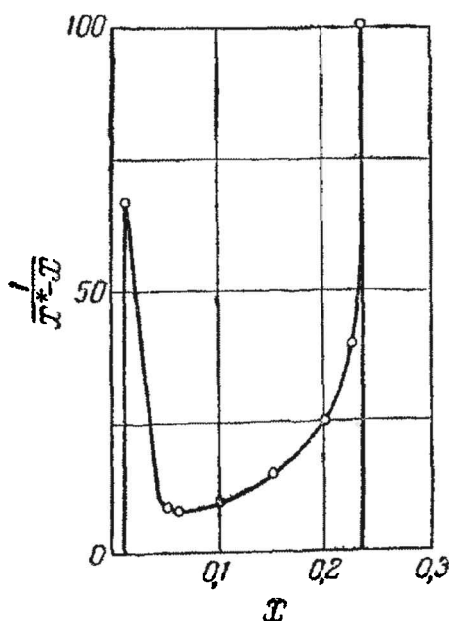


Рис. 7.6. Определение числа единиц переноса (к примеру 7.2)

Находим по формуле (7.22) высоту H_0 слоя угля, который работает к моменту τ_0 :

$$H_0 = n_0 h_0 = 4,6 \cdot 0,00216 = 0,01 \text{ м.}$$

Определяем продолжительность адсорбции по формуле (7.20):

$$\tau = \tau_0 + k(H - H_0) = 98 + 3,24 \cdot 10^4 (1,1 - 0,01) = 3,54 \cdot 10^4 \text{ с} = 9,8 \text{ ч.}$$

Пример 7.3. Определить приближенным методом продолжительность процесса адсорбции, проводимой в условиях примера 7.2, исходя из средних значений концентраций адсорбированного вещества X_1 и X_2 ($X_1 = 0$).

Решение. Определяем массу адсорбента в слое

$$L = \frac{\pi}{4} D^2 H \rho_n = 0,785 \cdot 2,5^2 \cdot 1,1 \cdot 550 = 2970 \text{ кг.}$$

Принимаем X_2 как среднеарифметическую между X_n и X_c (см. пример 7.2):

$$X_2 = \frac{X_n + X_c}{2} = \frac{0,235 + 0,01}{2} \cong 0,122 \text{ кг/кг угля.}$$

По уравнению (7.17) продолжительность адсорбции составляет:

$$\tau = \frac{L(X_k - X_n)}{v_r S_a \rho_r (Y_n - Y_k)} = \frac{2970(0,122 - 0)}{0,167 \cdot 4,9 \cdot 1,2(0,02 - 0,001)} = 19500 \text{ с} (5,42 \text{ ч}).$$

Величина τ меньше рассчитанной точным методом на 45 % (см. пример 7.2).

Пример 7.4. Через адсорбер периодического действия за один период проходит $Q_r = 2000 \text{ м}^3$ паровоздушной смеси с концентрацией диэтилового эфира $C_n = 0,006 \text{ кг/м}^3$. Температура процесса $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$, давление атмосферное, скорость потока паровоздушной смеси $v_r = 13 \text{ м/мин}$, концентрация смеси после выхода из адсорбера $C_k = 3 \cdot 10^{-8} \text{ кг/м}^3$. В качестве поглотителя использован активированный уголь марки АГ-5 с диаметром зерен $d_s = 0,004 \text{ м}$ и насыпной плотностью $\rho_{\text{нас}} = 500 \text{ кг/м}^3$. Высота слоя угля в аппарате $H = 0,7 \text{ м}$.

По изотерме бензола для температуры $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ на том же активном угле построить изотерму адсорбции диэтилового эфира из воздуха при температуре $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$. Пользуясь ею, определить количество активного угля, необходимое на одну загрузку, диаметр адсорбера и продолжительность поглощения до проскока.

Решение. Ординаты и абсциссы точек изотермы диэтилового эфира вычисляем по формулам (7.33) и (7.34).

Молярные объемы бензола и диэтилового эфира находим по формуле (7.36):

$$v_1 = M_1 / \rho_1 = 78/879 = 0,0887 \text{ м}^3/\text{кмоль};$$

$$v_2 = M_2 / \rho_2 = 74/714 = 0,1036 \text{ м}^3/\text{кмоль}.$$

Коэффициент аффинности - по формуле (7.35):

$$\beta = v_2 / v_1 = 0,1036/0,0887 = 1,17.$$

На изотерме бензола берем ряд точек (рис. 7.7).

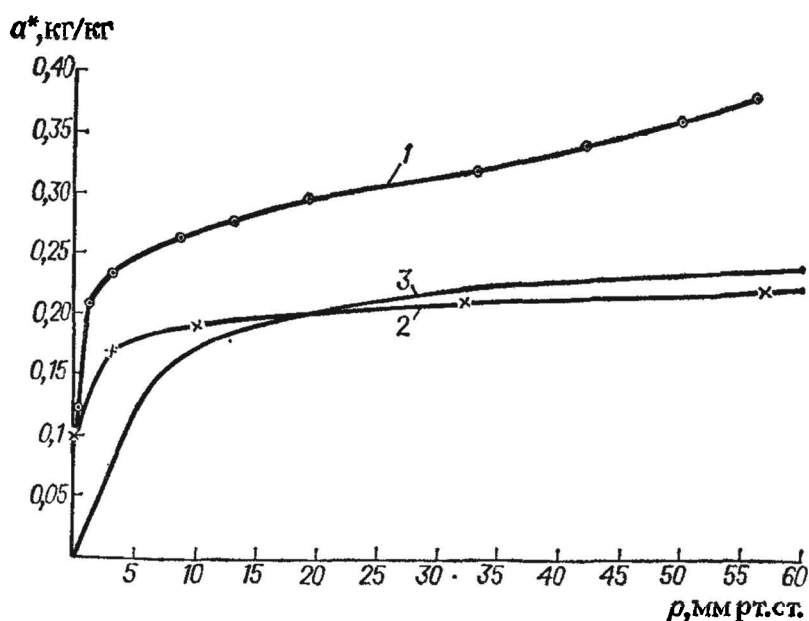


Рис. 7.7. Изотермы адсорбции при 20 °С:

1 — бензол; 2 — диэтиловый эфир; 3 — этиловый спирт (70 %) + диэтиловый эфир (30 %)

Первая точка: $a_1^* = 0,262$ кг/кг (0,00354 кмоль/кг), $p_1 = 8$ мм рт. ст.

Вычисляем координаты соответствующей точки на изотерме диэтилового эфира:

$$a_2^* = a_1^* \frac{v_1}{v_2} = 0,00354 \cdot \frac{0,0887}{0,1036} = 0,00287 \text{ кмоль/кг};$$

$$\lg p_2 = \lg p_{s2} - \beta \cdot \frac{T_1}{T_2} \cdot \lg \frac{p_{s1}}{p_1} = \lg 442 - 1,17 \cdot \frac{293}{293} \cdot \lg \frac{75}{8} = 1,50822;$$

$$p_2 = 4282,6 \text{ Па (32,2 мм рт. ст.)}.$$

По этому методу вычисляем ординаты и абсциссы для остальных точек и полученные данные сводим в табл. 7.4.

Т а б л и ц а 7.4

Данные по изотермам бензола и диэтилового эфира

Изотерма бензола		Изотерма диэтилового эфира	
a_1^* , кг/кг	p_1 , мм рт. ст.	a_2^* кг/кг	p_2 , мм рт. ст.
0,103	0,105	0,0837	0,0202
0,122	0,223	0,0992	0,0501
0,208	1,0	0,169	2,82
0,233	3,0	0,190	10,1
0,262	8,0	0,212	32,2
0,276	13,0	0,224	56,9
0,294	19,0	0,240	88,2
0,318	33,0	0,258	169,2
0,338	42,0	0,273	224,5
0,359	50,0	0,292	275,0

ГЛАВА 7. Газоадсорбционные установки

По найденным точкам строим изотерму диэтилового эфира для 20 °С (см. рис. 7.7, кривая 2).

Определим с помощью изотермы статическую активность угля по диэтиловому эфиру при концентрации паровоздушной смеси $C_n = 0,006$ кг/м³.

Предварительно необходимо рассчитать по уравнению Клапейрона для идеального газа парциальное давление, соответствующее C_n :

$$p_0 = C_n \frac{RT_2}{M_2} = 0,006 \cdot \frac{8310 \cdot 293}{74} = 197,42 \text{ Па (1,485 мм рт. ст.)}$$

На рис. 7.7 абсциссе $p_0 = 1,485$ мм рт. ст. соответствует ордината $a_0^* = 0,132$ кг/кг. Количество активного угля на одну загрузку составляет

$$L = \frac{Q_r C_n}{a_0^*} = \frac{2000 \cdot 0,006}{0,132} = 91 \text{ кг}$$

или

$$V_L = \frac{L}{\rho_{\text{нас}}} = \frac{91}{500} = 0,182 \text{ м}^3$$

Диаметр адсорбера вычисляем из равенства

$$\frac{\pi D_a^2}{4} H = 0,182 \text{ м}^3,$$

откуда

$$D_a = \sqrt{\frac{0,182 \cdot 4}{\pi H}} = \sqrt{\frac{0,182 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,7}} = 0,69 \text{ м}$$

Так как на изотерме (см. рис. 7.7) точка, соответствующая исходной концентрации паровоздушной смеси $C_0 = 0,006$ кг/м³ находится в первой (прямолинейной) области, то продолжительность процесса вычисляем по формуле (7.26), где $\Gamma = 0,132 \cdot 500 / 0,006 = 11000$; $v_r = 13$ м/мин; $H = 0,7$ м; b — функция, определяемая по табл. 7.1 (для $C/C_0 = 0,00003 / 0,006 = 0,005$ значение $b = 1,84$); β_{yV} — объемный коэффициент массоотдачи (с⁻¹), который вычисляется по преобразованной формуле типа (6.38):

$$\text{Nu}_y = 1,6 \text{Re}^{0,54}, \quad (7.43)$$

приведенной к расчетному виду:

$$\beta_{yV} = 1,6 \cdot \frac{D_y v_r^{0,54}}{v_r^{0,54} d_p^{1,46}} \quad (7.44)$$

Находим кинематическую вязкость воздуха. Поскольку динамическая вязкость воздуха по табл. П.1 приложения $\mu_r = 1,82 \cdot 10^{-5}$ Па·с, то

$$v_r = \mu_r / \rho_r = 1,82 \cdot 10^{-5} / 1,2 = 1,5 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$$

Тогда

$$v_r^{0,54} = (1,5 \cdot 10^{-5})^{0,54} = 2,48 \cdot 10^{-3}$$

Диаметр частиц угля $d_s = 0,004$ м. Следовательно

$$d_s^{1,46} = 0,004^{1,46} = 3,154 \cdot 10^{-4}.$$

Скорость $v_r = 13$ м/мин, поэтому

$$\left(\frac{v_r}{60}\right)^{0,54} = \left(\frac{13}{60}\right)^{0,54} = 0,438.$$

Коэффициент диффузии при температуре $t = 0$ °С для системы диэтиловый эфир — воздух (см. табл. П.16 приложения) $D_0 = 7,8 \cdot 10^{-6}$ м²/с.

Для температуры $t = 20$ °С коэффициент диффузии вычисляем по формуле (6.39):

$$D_y = D_0 \frac{p_0}{p} \left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2} = 7,8 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{1,01 \cdot 10^5}{1,01 \cdot 10^5} \left(\frac{273 + 20}{273}\right)^{3/2} = 8,64 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

После подстановки в уравнение (7.44) всех найденных значений параметров получаем объемный коэффициент массоотдачи:

$$\beta_{yV} = 1,6 \cdot \frac{D_y v_r^{0,54}}{v_r^{0,54} d_s^{1,46}} = 1,6 \cdot \frac{8,64 \cdot 10^{-6} \cdot 0,438}{2,48 \cdot 10^{-3} \cdot 3,154 \cdot 10^{-4}} = 7,75 \text{ с}^{-1}.$$

Определяем по формуле (7.26) продолжительность процесса:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{\Gamma}{v_r} H} - b \sqrt{\frac{\Gamma}{\beta_{yV}}} = \sqrt{\frac{11000}{13/60} \cdot 0,7} - 1,84 \sqrt{\frac{11000}{7,75}} = 118,7 \text{ с}^{1/2}.$$
$$\tau = 118,7^2 = 14090 \text{ с или } 3,9 \text{ ч}.$$

Определяем по уравнению расхода количество паровоздушной смеси, проходящей через адсорбер за это время:

$$Q_r = \frac{\pi D_a^2}{4} v_r \tau = \frac{3,14 \cdot 0,69^2}{4} \cdot 13 \cdot 234,9 = 1142 \text{ м}^3.$$

По условиям примера за один период через адсорбер должно пройти 2000 м³. Следовательно, диаметр адсорбера следует увеличить:

$$D_a = \sqrt{\frac{4 Q_r}{\pi v_r \tau}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2000}{3,14 \cdot 13 \cdot 234,9}} = 0,83 \text{ м}.$$

Необходимо также увеличить количество активированного угля на одну загрузку:

$$\frac{\pi D_a^2}{4} H \rho_{\text{нас}} = \frac{3,14 \cdot 0,83^2}{4} \cdot 0,7 \cdot 500 = 190 \text{ кг}.$$

Пример 7.5. Определить длину зоны массопередачи неподвижного слоя цеолита типа NaA ($d_s = 0,002$ м) и рабочую высоту колонного аппарата для процесса глубокой осушки газов при следующих условиях: высота неподвижного слоя $H = 0,26$ м, время до равновесного насыщения слоя $\tau_{\text{нас}} = 190$ мин, время до «проскока» $\tau_{\text{пр}} = 110$ мин.

Решение. Высоту зоны массопередачи рассчитываем по формуле (7.38):

$$H_0 = H \frac{\tau_{\text{нас}} - \tau_{\text{пр}}}{\tau_{\text{нас}} - (1 - f^*)(\tau_{\text{нас}} - \tau_{\text{пр}})} = 0,26 \cdot \frac{190 - 110}{190 - (1 - 0,5)(190 - 110)} = 13,8 \text{ см.}$$

Рабочую высоту слоя в аппарате рассчитываем по формуле:

$$H_p = \gamma H_0 = 1,4 \cdot 13,8 = 19,3 \text{ см.}$$

где γ — коэффициент, характеризующий отношение гравиметрической плотности с вибрационным уплотнением слоя к гравиметрической плотности без уплотнения ($\gamma = 1,4$).

Пример 7.6. Рассчитать адсорбер периодического действия для улавливания паров ацетона из воздуха при следующих условиях: объем парогазовой смеси составляет $Q_r = 2000 \text{ м}^3/\text{ч}$, температура $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$, давление $p = 1,013 \cdot 10^5 \text{ Па}$ (760 мм рт. ст.), скорость газа в сечении аппарата $v_r = 0,28 \text{ м/с}$; начальная концентрация паров ацетона $C_n = 0,01 \text{ кг/м}^3$, концентрация паров ацетона в удаляемом воздухе после адсорбера $C_k = 2 \cdot 10^{-4} \text{ кг/м}^3$, степень улавливания $\eta = 99,5 \%$. В качестве адсорбента применяется активированный уголь марки AP-A (эквивалентный диаметр зерен сорбента $d_s = 1,3 \cdot 10^{-3} \text{ м}$, насыпная пористость сорбента $\varepsilon_{\text{нас}} = 0,3$).

Решение. Строится изотерма адсорбции и рабочая линия процесса.

Для расчета координат точек изотермы адсорбции ацетона активным углем AP-A используют данные по стандартному веществу (бензолу).

Используя справочные данные (см. табл. П.24 приложения), определяем коэффициент аффинности, рассчитываем ординаты фазовой диаграммы.

Для определения соответствующих абсцисс фазовой диаграммы используем уравнения (7.33) и (7.34), а также данные по давлению насыщенных паров бензола и ацетона (см. табл. П.25 приложения).

В результате получаем следующие расчетные уравнения

$$a_2^* = \frac{a_1^*}{\beta} = \frac{a_1^*}{0,88};$$

$$\lg C_{y2}^* = -1,9923 - 0,881 \cdot \lg \frac{0,0041}{C_{y1}^*}.$$

Расчетные и справочные величины сводим в табл. 7.5.

Т а б л и ц а 7.5

Справочные и расчетные значения координат точек изотерм адсорбции бензола и ацетона активированным углем AP-A

Точка	Бензол, кг/м ³		Ацетон, кг/м ³	
	$C_1^* \cdot 10^3$	a_1^*	$C_2^* \cdot 10^3$	a_2^*
1	0,854	109,0	2,56	123,9
2	2,56	134,2	6,72	152,5
3	5,12	139,8	12,38	158,9
4	9,39	143,0	21,20	162,5
5	17,06	147,3	35,70	167,4
6	25,61	151,2	51,02	171,8

Определяются координаты точек рабочей линии: точка $A (a_n, C_n)$, точка $B (a_k, C_k)$.

Согласно заданию $C_n = 0,01 \text{ кг/м}^3$, $a_n = 0$, $C_k = 0,0002 \text{ кг/м}^3$.

Значение a_k определяется из уравнения материального баланса процесса типа (6.10):

$$Q_r (C_n - C_k) = V_L (a_k - a_n),$$

где C_n, C_k - соответственно начальная и конечная концентрации ацетона в парогазовой фазе, кг/м^3 ; a_k, a_n - соответственно конечная и начальная концентрации ацетона в твердой фазе (адсорбенте), кг/м^3 ; Q_r - объемный расход паро-газовой смеси, $\text{м}^3/\text{с}$; V_L - объем работающего слоя адсорбента, $\text{м}^3/\text{с}$.

Для определения V_L используем уравнение типа (6.10):

$$V_L = 1,3 Q_r \frac{C_n - C_k}{a_0^* - a_n} = 1,3 \cdot 2000 \cdot \frac{0,01 - 0,0002}{3600(156 - 0)} = 4,53 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Здесь активность адсорбента a_0^* определяем по изотерме адсорбции при $C_n = 0,01 \text{ кг/м}^3$,

$$a_0^* = 156 \text{ кг/м}^3 \text{ (рис. 7.8)}.$$

Тогда

$$a_k = a_n + \frac{Q_r}{V_L} (C_n - C_k) = 0 + \frac{2000}{3600 \cdot 4,53 \cdot 10^{-5}} \cdot (0,01 - 0,0002) = 120 \text{ кг/м}^3.$$

Наносим точки A и B на график и проводим прямую AB - рабочая линия процесса (см. рис. 7.8).

По уравнению расхода определяем диаметр адсорбера:

$$D_a = \sqrt{\frac{4 Q_r}{\pi v_r}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2000}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,28}} \cong 1,6 \text{ м},$$

а высоту слоя адсорбента - по формуле (7.22):

$$H = n_y h_y.$$

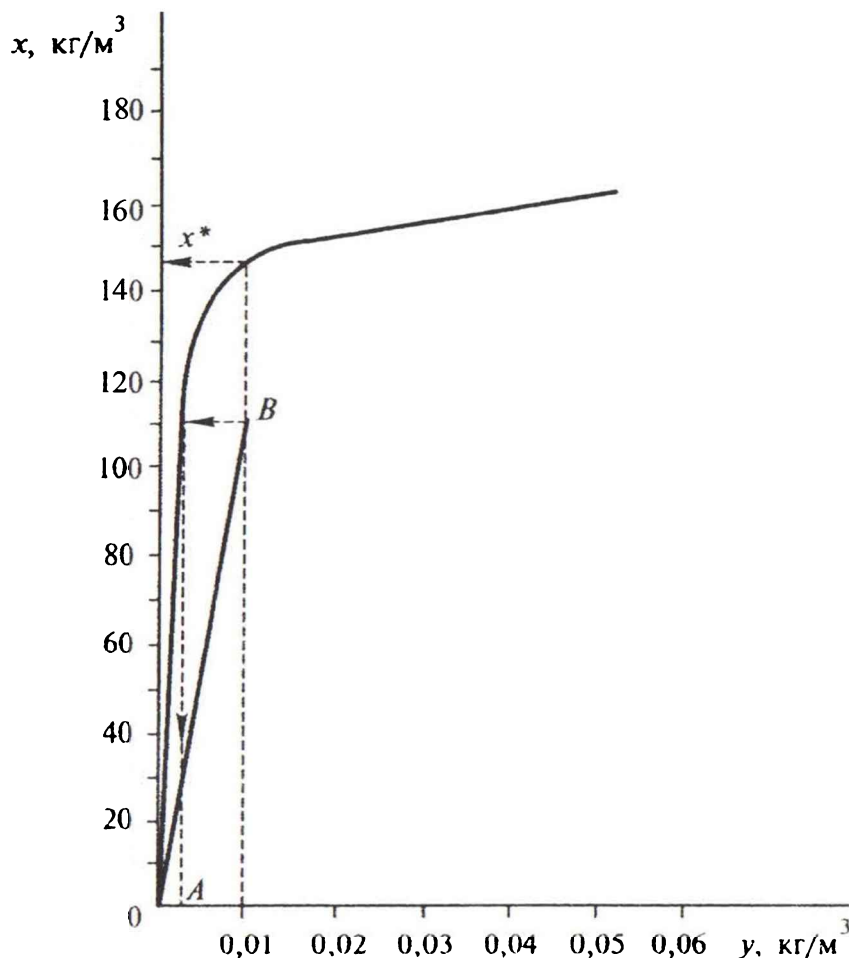


Рис. 7.8. Изотерма адсорбции и рабочая линия процесса (к примеру 7.6)

Число единиц переноса n_y определяем методом графического интегрирования. В этом случае строим графическую зависимость $1/(C - C^*) = f(C)$, для чего задаются рядом значений C в интервале $C_n - C_k$, определяются по изотерме адсорбции равновесные C^* (см. рис. 7.8), затем вычисляются значения $C - C^*$ и $1/(C - C^*)$. Полученные данные сводятся в табл. 7.6.

Т а б л и ц а 7.6

Значения параметров для графического интегрирования

C , кг/м ³	$C^* \cdot 10^3$, кг/м ³	$C - C^*$, кг/м ³	$1/(C - C^*)$, м ³ /кг
0,010	2,5	0,0035	285,7
0,008	2,0	0,003	333,3
0,006	1,5	0,0025	400,0
0,004	0,8	0,0022	454,5
0,002	0,5	0,0015	666,7
0,001	0,3	0,0007	1428,6
0,0002	0	0,0002	5000

Указанная графическая зависимость представлена на рис. 7.9.

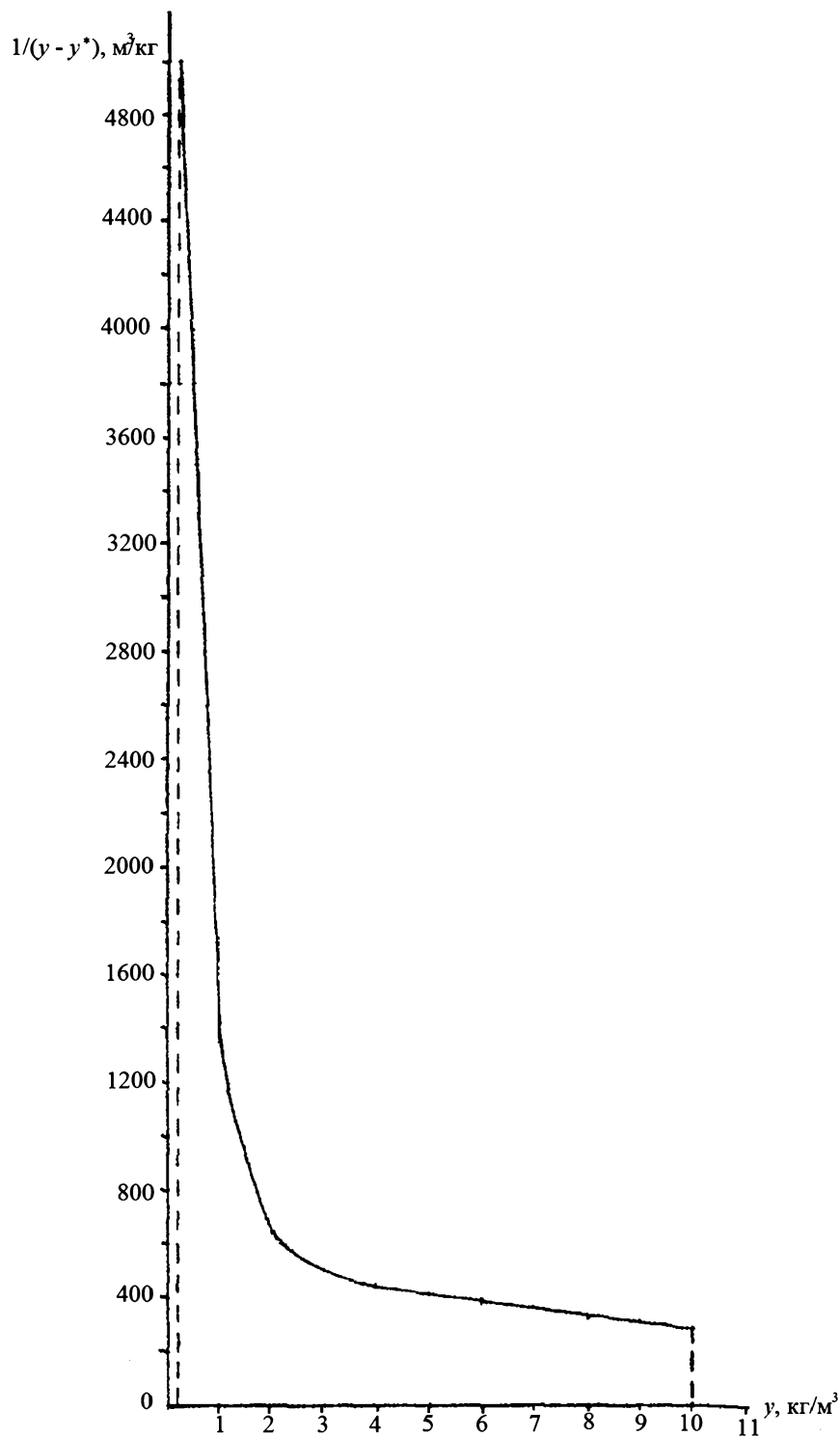


Рис. 7.9. Определение числа единиц переноса n_y методом графического интегрирования (к примеру 7.6)

Определяем площадь под кривой, ограниченной ординатами $C_H = 0,01 \text{ кг/м}^3$ и $C_K = 0,0002 \text{ кг/м}^3$, рассчитываем число единиц переноса. По рис. 7.9 число единиц переноса $n_y = 6,5$.

Расчитываем высоту единицы переноса h_y по формуле (7.23) при условии $K_{yV} \approx \beta_{yV}$, с^{-1} :

$$h_y = \frac{G}{\rho_r K_{yC} S_a f} = \frac{G}{\rho_r K_{yV} S_a} = \frac{Q_r}{K_{yV} S_a},$$

где G - массовый расход парогазовой смеси, кг/с; β_{yV} - объемный коэффициент массоотдачи в парогазовой фазе, с^{-1} ; S_a - площадь поперечного сечения слоя в аппарате, м^2 ; Q_r - объемный расход парогазовой фазы, $\text{м}^3/\text{с}$; ρ_r - плотность парогазовой смеси, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Для определения β_{yV} вначале рассчитываем критерий Рейнольдса парогазовой смеси в слое адсорбента:

$$\text{Re}_y = \frac{v_r d_s \rho_r}{\varepsilon \mu_r} = \frac{0,28 \cdot 1,3 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2}{0,3 \cdot 1,8 \cdot 10^{-5}} = 81.$$

Определяем критерий Прандтля в соответствии с формулой (6.61):

$$\text{Pr}_y = \frac{\mu_r}{\rho_r D_y} = \frac{1,8 \cdot 10^{-5}}{1,2 \cdot 9,22 \cdot 10^{-6}} = 1,6.$$

Здесь коэффициент диффузии ацетона в воздухе при температуре 20°C $D_y = 9,22 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.

Критерий Нуссельта определяем по формуле (7.7):

$$\text{Nu}_y = 0,53 \text{Re}_y^{0,54} \text{Pr}_y^{0,33} = 0,53 \cdot 81^{0,54} \cdot 1,6^{0,33} = 7,7.$$

Отсюда объемный коэффициент массоотдачи β_{yV} в газовой фазе равен

$$\beta_{yV} = \frac{\text{Nu}_y D_y}{d_s^2} = \frac{7,7 \cdot 9,22 \cdot 10^{-6}}{(1,3 \cdot 10^{-3})^2} = 42 \text{ с}^{-1}.$$

Тогда высоту единицы переноса рассчитываем по формуле (7.23):

$$h_y = \frac{Q_r}{\beta_{yV} S_a} = \frac{2000}{3600 \cdot 42 \cdot 0,785 \cdot 1,6^2} \approx 0,0066 \text{ м}.$$

Определяем высоту работающего адсорбционного слоя по формуле (7.22):

$$H = n_y h_y = 6,5 \cdot 0,0066 = 0,043 \text{ м}.$$

Принимаем высоту слоя адсорбента $H = 0,05 \text{ м}$.

Находим объем слоя адсорбента

$$V_L = H S_a = 0,05 \cdot 0,785 \cdot 1,6^2 = 0,1 \text{ м}^3.$$

Определяем продолжительность адсорбции τ . Согласно рис. 7.8 на изотерме адсорбции точке с координатой $C_n = 0,01 \text{ кг}/\text{м}^3$ соответствует первая (прямолинейная) область. На этом основании продолжительность процесса определяем по формуле (7.39):

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{a_0^* H}{v_r C_0}} - b \sqrt{\frac{a_0^*}{\beta_{yV} C_0}} = \sqrt{\frac{156 \cdot 0,05}{0,28 \cdot 0,01}} - 1,51 \cdot \sqrt{\frac{156}{42 \cdot 0,01}} = 22,78$$

$$\tau = 22,78^2 = 518,93 \text{ с или } 8,65 \text{ мин,}$$

где $b = 1,51$ определяем по табл. 7.1 при отношении

$$C_k / C_n = 0,0002 / 0,01 = 0,02.$$

Сопротивление слоя адсорбента Δp определяем по формуле (7.42):

$$\Delta p = \frac{2H}{\rho_r d_s} \left[770 \cdot \frac{v_r \rho_r \mu_r}{d_s} + 10,6 (v_r \rho_r)^2 \right] =$$

$$= \frac{2 \cdot 0,05}{1,2 \cdot 1,3 \cdot 10^{-3}} \left[770 \cdot \frac{0,28 \cdot 1,2 \cdot 1,8 \cdot 10^{-5}}{1,3 \cdot 10^{-3}} + 10,6 (0,28 \cdot 1,2)^2 \right] = 306,2 \text{ Па.}$$

Пример 7.7. Рассчитать адсорбционную установку периодического действия для улавливания паров бутилацетата из воздуха активированным углем при следующих условиях: расход паровоздушной смеси $Q_r = 30000 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($8,33 \text{ м}^3/\text{с}$); температура паровоздушной смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; атмосферное давление $p = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$ (735 мм рт. ст.); начальная концентрация бутилацетата в воздухе $C_n = 0,0082 \text{ кг/м}^3$; допустимая концентрация бутилацетата за слоем адсорбента (концентрация проскока) $C_k = 0,0004 \text{ кг/м}^3$; (как правило, это минимально определяемая аналитическими методами концентрация адсорбтива); тип аппарата — кольцевой адсорбер (рис. 7.10); принять, что сопротивление массопередаче сосредоточено в газовой фазе.

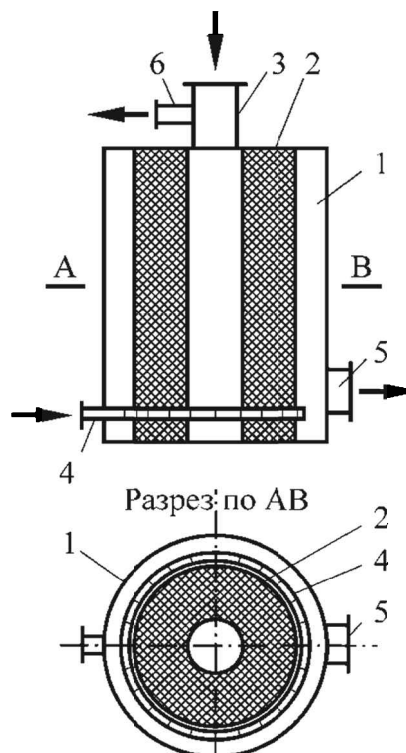


Рис. 7.10. Кольцевой адсорбер:

- 1 – корпус аппарата; 2 – слой адсорбента; 3 – центральная труба для подачи очищаемого газа;
 4 – барботер для подачи острого пара; 5 – труба для выхода инертных газов при адсорбции;
 6 – труба для выхода пара при десорбции

Решение. В качестве адсорбента выбираем (см. табл. П.23 приложения) активированный уголь марки AP-A. В данном случае этот уголь выбран в соответствии со свойствами, пористой структурой и назначением (для рекуперации). Этот уголь обладает низкой удерживающей способностью, т. е. легко регенерируется.

В кольцевом адсорбере толщина слоя адсорбента определяется размерами концентрических решеток, заключающих угольную шихту. Принимаем следующие размеры концентрических решеток: наружный диаметр $D_{нар} = 3$ м; внутренний диаметр $D_{вн} = 1,6$ м. Высота решеток, обеспечивающая сечение, через которое проходит исходная смесь, определяется производительностью аппарата и скоростью газового потока. Высота решеток $H_p = 5$ м, тогда высота (толщина) слоя адсорбента составит

$$H_{ад} = (3 - 1,6) / 2 = 0,7 \text{ м.}$$

Эта высота значительно превышает высоту работающего слоя (зоны массопередачи), что исключает возможность проскока адсорбтива. Высота слоя, большая высоты зоны массопередачи, определяет только его гидравлическое сопротивление и необходимую продолжительность стадии адсорбции.

В случае, когда справочные данные по равновесию отсутствуют, изотерму адсорбции строят по коэффициентам аффинности характеристических кривых различных веществ для активированных углей. Коэффициенты аффинности для некоторых адсорбтивов приведены в табл. П.24 приложения.

Определяем значения C_2^* и a_2^* для бутилацетата по точке на изотерме адсорбции бензола с координатами $C_1^* = 0,00854$ кг/м³ и $a_1^* = 109,0$ кг/м³; по данным табл. П.25 приложения - давление насыщенных паров бензола $p_{s1} = 9997,5$ Па (75 мм рт. ст.), бутилацетата $p_{s2} = 2399,4$ Па (18 мм рт. ст.).

По уравнению газового состояния (7.37) определяем объемные концентрации:

$$C_{s1} = \frac{9997,5 \cdot 78,11}{8310 \cdot 293} = 0,32 \text{ кг/м}^3;$$

$$C_{s2} = \frac{2399,4 \cdot 116,16}{8310 \cdot 293} = 0,114 \text{ кг/м}^3;$$

Пользуясь равновесными значениями a_1^* и C_1^* по адсорбции бензола (стандартное вещество) на активированном угле AP-A (см. табл. П.26 приложения), рассчитываем соответствующие значения a_2^* и C_2^* для бутилацетата по уравнениям (7.33) и (7.34):

$$a_2^* = \frac{a_1^*}{\beta} = \frac{109}{1,48} = 73,7 \text{ кг/м}^3;$$

$$\lg C_2^* = \lg C_{s2} - \beta \cdot \frac{T_1}{T_2} \cdot \lg \frac{C_{s1}}{C_1^*} = \lg 0,114 - 1,48 \cdot \lg \frac{0,32}{0,00854};$$

$$C_2^* = 0,000535 \text{ кг/м}^3.$$

Результаты расчета приведены в табл. 7.7.

Т а б л и ц а 7.7

Равновесные данные для системы «пары бутилацетата — активный уголь AP-A»

Бензол, кг/м ³		Бутилацетат, кг/м ³	
C_1^*	a_1^*	C_2^*	a_2^*
0,00854	109,0	0,000535	73,7
0,02560	134,2	0,00322	90,8
0,05125	139,8	0,00863	94,2
0,09390	143,0	0,02025	96,7
0,17060	147,3	0,04715	99,4
0,25610	151,2	0,08394	102,1

Как показано на рис. 7.3, изотерму адсорбции такого типа делят на три области, для каждой из которых расчетные уравнения для определения продолжительности адсорбции различны.

По изотерме адсорбции определяем область концентраций (в данном случае область II) и равновесную концентрацию бутилацетата в твердой фазе: $a_0^* = 94 \text{ кг/м}^3$.

Объемный коэффициент массоотдачи в газовой фазе находим по формуле (7.8):

$$Nu_y = 0,725 Re_y^{0,47} Pr_y^{0,33}.$$

Приняв пористость слоя сорбента $\varepsilon = 0,37$, рассчитываем эквивалентный диаметр зерен сорбента d_s для цилиндрических гранул диаметром d и длиной l по уравнению

$$d_s = 0,6 \frac{d \cdot l}{d/2 + l} = 0,6 \frac{3 \cdot 4}{3/2 + 4} = 1,3 \text{ мм} = 0,0013 \text{ м}.$$

$$d_s = 0,6 \frac{d \cdot l}{d/2 + l} = 0,6 \cdot \frac{3 \cdot 4}{3/2 + 4} = 13 \text{ мм} (0,0013 \text{ м}).$$

Площадь поперечного сечения шихты, через которую проходит паровоздушная смесь, определяют по исходным геометрическим данным вертикального адсорбера:

$$S_{cp} = \pi H_p \frac{D_{нар} + D_{вн}}{2} = 3,14 \cdot 5 \cdot \frac{3 + 1,6}{2} = 36,2 \text{ м}^2.$$

Фиктивная скорость паровоздушной смеси в адсорбере равна

$$v_r = \frac{Q_r}{S_{cp}} = \frac{30000}{3600 \cdot 36,2} = 0,23 \text{ м/с}.$$

Скорость потока v_r больше 0,3 м/с нецелесообразна вследствие возрастания гидравлического сопротивления при $Re > 20 \dots 30$. При необходимости уменьшения скорости следует заложить в расчет большую высоту концентрических решеток.

Свойства паровоздушной смеси принимаем по воздуху при температуре $t = 20^\circ\text{C}$ (см. табл. П.1 приложения): плотность $\rho_r = 1,205 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость $\mu_r = 1,81 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$.

Тогда критерий Рейнольдса для газа

$$Re = \frac{v_r d_s \rho_r}{\mu_r} = \frac{0,23 \cdot 1,3 \cdot 10^{-3} \cdot 1,205}{1,81 \cdot 10^{-5}} = 20.$$

ГЛАВА 7. Газоадсорбционные установки

Рассчитываем коэффициент диффузии бутилацетата в газовой фазе при $t = 20^\circ\text{C}$ по формуле (6.39):

$$D_y = 5,7 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{9,81 \cdot 10^4}{9,81 \cdot 10^4} \cdot \left(\frac{293}{273} \right)^{3/2} = 6,35 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с},$$

где $D_0 = 5,7 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ – коэффициент диффузии бутилацетата в воздухе при нормальных условиях (см. табл. П.16 приложения).

Определяем диффузионные критерии Прандтля и Нуссельта:

$$\text{Pr}_y = \frac{\mu_r}{D_y \rho_r} = \frac{1,81 \cdot 10^{-5}}{6,35 \cdot 10^{-6} \cdot 1,205} = 2,34.$$

$$\text{Nu}_y = 0,725 \text{Re}_y^{0,47} \text{Pr}_y^{0,33} = 0,725 \cdot 20^{0,47} \cdot 2,34^{0,33} = 3,86.$$

Находим объемный коэффициент массоотдачи в газовой фазе:

$$\beta_{yV} = \text{Nu}_y \frac{D_y}{a_s^2} = 3,86 \cdot \frac{6,35 \cdot 10^{-6}}{0,0013^2} = 14,5 \text{ с}^{-1}.$$

Продолжительность адсорбции рассчитывают для II (криволинейной переходной) области (см. рис. 7.3) по уравнению (7.40):

$$\tau = \frac{94}{0,23 \cdot 0,0082} \left\{ 0,7 - \frac{0,23}{14,5} \left[\frac{1}{4} \cdot 2,3 \cdot \lg \left(\frac{0,0082}{0,0004} - 1 \right) + 2,3 \cdot \lg \frac{0,0082}{0,0004} - 1 \right] \right\} = 32,5 \cdot 10^3 \text{ с} (\approx 9 \text{ ч}).$$

Здесь $\phi = C_n / C^* = 0,0082 / 0,00205 = 4$, где $C^* = 0,00205 \text{ кг}/\text{м}^3$ – содержание вещества в газовом потоке, равновесное с количеством, равным половине вещества, максимально поглощаемого адсорбентом при данной температуре, т. е. равновесное с $a_{0\text{max}}^* / 2 = 83,34 / 2 = 41,67 \text{ кг}/\text{м}^3$ (см. табл. 7.7).

Пример 7.8. Рассчитать адсорбционную установку периодического действия с неподвижным слоем адсорбента для улавливания паров метанола из воздуха при следующих условиях: расход смеси $Q_r = 7370 \text{ м}^3/\text{ч}$; температура паровоздушной смеси $t = 20^\circ\text{C}$; атмосферное давление $p = 1,013 \cdot 10^5 \text{ Па}$; начальная концентрация метанола в газовой смеси $C_n = 1,8 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/\text{м}^3$; концентрация при «проскоке» загрязнителя составляет 5 % от начальной; тип аппарата — вертикальный адсорбер; адсорбент — активированный уголь.

Решение. Ввиду того, что целью проектируемой установки является рекуперация растворителя, в качестве адсорбента принимаем рекуперационный уголь AP-3 с эквивалентным диаметром гранул 2 мм (см. табл. П.24 приложения).

1. *Изотерма адсорбции паров метанола на активном угле.*

Для угля AP-3, обладающего бипористой структурой, равновесная концентрация в твердом теле описывается уравнением Дубинина (7.2).

Например, при $p = 0,1 \text{ МПа}$ равновесная концентрация метанола в угле равна

$$a^* = \frac{0,19}{40,46} \exp \left[\frac{-0,74 \cdot 10^{-6} \cdot 293^2}{0,4^2} \left(\lg \frac{96}{0,1} \right)^2 \right] + \frac{0,18}{40,46} \exp \left[\frac{-3,42 \cdot 10^{-6} \cdot 293^2}{0,4^2} \left(\lg \frac{96}{0,1} \right) \right] =$$

$$= 0,1376 \cdot 10^{-3} \text{ моль}/\text{г}, \text{ или } 4,4 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/\text{кг}.$$

Вычисленные по уравнению (7.2) равновесные концентрации метанола в угле представлены в табл. 7.8.

Т а б л и ц а 7.8

Равновесные концентрации метанола в угле

Парциальное давление паров метанола p , Па (мм рт. ст.)	Концентрация метанола в газе $C^* \cdot 10^3$, кг/м ³	Равновесная концентрация метанола в угле $a^* \cdot 10^2$, кг/кг	Парциальное давление паров метанола p , Па (мм рт. ст.)	Концентрация метанола в газе $C^* \cdot 10^3$, кг/м ³	Равновесная концентрация метанола в угле $a^* \cdot 10^2$, кг/кг
13,33(0,1)	0,175	0,44	666,67 (5,0)	8,76	8,51
26,66 (0,2)	0,351	0,89	1333,33(10,0)	17,53	12,64
66,67 (0,5)	0,876	1,99	2666,67 (20)	35,10	18,59
133,33(1,0)	1,75	3,17	3999,99 (30)	52,6	22,53
266,67 (2,0)	3,51	5,0	6666,66 (50)	87,7	26,85

Исходная концентрация метанола в газовой смеси соответствует части изотермы, близкой к линейной.

Начальный участок изотермы может рассматриваться как линейный при условии $(C/C_s) < 0,17$ (по бензолу).

Отношение p/p_s для бензола, соответствующее концентрации метанола в смеси ($C_n = 1,8 \cdot 10^{-3}$ кг/м³), может быть найдено по уравнению потенциальной теории адсорбции типа (7.34):

$$\left(\frac{C}{C_s}\right)_6 = \left(\frac{p}{p_s}\right)_6 = 10 \cdot \frac{-(\lg 0,168 - \lg 1,8 \cdot 10^{-3})}{0,4} = 1,2 \cdot 10^{-5} < 0,17,$$

где $\left(\frac{p}{p_s}\right)_6$ - отношение парциального давления p к давлению насыщенного пара p_s для бензола.

Полученный результат показывает, что форма изотермы на рассматриваемом участке может быть принята линейной.

2. Диаметр и высота адсорбера.

Донустимую фиктивную скорость газа рассчитываем по формуле, полученной на основе технико-экономического анализа работы адсорберов:

$$v_{кр} = \sqrt{0,0167 \cdot \frac{\rho_{нас} d_s g}{\rho_r}}, \quad (7.45)$$

где эквивалентный диаметр частиц адсорбента $d_s = 2 \cdot 10^{-3}$ м; насыпная плотность слоя адсорбента $\rho_{нас} = 550$ кг/м³ (для угля АР-3); g - ускорение силы тяжести; $\rho_r = 1,2$ кг/м³ - плотность воздуха при температуре $t = 20$ °С.

Донустимая скорость газа в адсорбере составляет

$$v_{кр} = \sqrt{0,0167 \cdot \frac{550 \cdot 2 \cdot 10^{-3} \cdot 9,81}{1,2}} = 0,388 \text{ м/с.}$$

Рабочую скорость газа в адсорбере примем на 25 % ниже допустимой:

$$v_r = 0,75 \cdot 0,388 = 0,29 \text{ м/с.}$$

Диаметр вертикального аппарата определяем по уравнению расхода:

$$D_a = \sqrt{\frac{4Q_r}{\pi v_r}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 7370}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,29}} = 3 \text{ м.}$$

Высоту слоя угля в аппарате для обеспечения достаточного времени работы адсорбера примем равной $H = 0,7$ м.

3. Коэффициент массопередачи.

Находим коэффициент диффузии в газовой фазе в системе «метанол-воздух». При температуре $t = 0^\circ\text{C}$ и давлении $p = 9,81 \cdot 10^4$ Па коэффициент диффузии равен $D_0 = 13,3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ (см. табл. П.16 приложения). Коэффициент диффузии в условиях адсорбера находим по формуле (6.39):

$$D_y = 13,3 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{9,81 \cdot 10^4}{10,13 \cdot 10^4} \cdot \left(\frac{293}{273}\right)^{3/2} = 14,3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Динамическая вязкость газовой фазы (воздуха) $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$ (см. табл. П.1 приложения).

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе находим по уравнению типа (7.7):

$$Nu_y = 0,355 Re_y^{0,64} Pr_y^{0,33} / \varepsilon, \quad (7.46)$$

где ε — пористость слоя адсорбента ($\varepsilon = 0,375$);

$$Re = \frac{v_r d_s \rho_r}{\mu_r} = \frac{0,29 \cdot 2 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2}{1,8 \cdot 10^{-5}} = 38,67;$$

$$Pr_y = \frac{\mu_r}{D_y \rho_r} = \frac{1,8 \cdot 10^{-5}}{14,3 \cdot 10^{-6} \cdot 1,2} = 1,049.$$

Подставив в выражение (7.46) значения Re_y и Pr_y , получим:

$$Nu_y = 0,355 \cdot 38,67^{0,64} \cdot 1,049^{0,33} / 0,375 = 10.$$

Тогда коэффициент внешней массоотдачи будет равен

$$\beta_{yV} = Nu_y \frac{D_y}{d_s} = 10 \cdot \frac{0,143 \cdot 10^{-4}}{2 \cdot 10^{-3}} = 0,072 \text{ м/с.}$$

Коэффициент эффективной диффузии метанола в адсорбенте в интервале концентрации (активности) $a = 0 \dots 3,3 \cdot 10^{-2} \text{ кг/кг}$ равен

$$D_s = 3 \cdot 10^{-10} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Коэффициент массоотдачи в адсорбенте (коэффициент внутренней массоотдачи) находим по уравнению:

$$\beta_x = \frac{10D_3}{d_3(1-\varepsilon)} \cdot \frac{\rho_{\text{нас}} a^* |C_n}{C_n}. \quad (7.47)$$

Тогда

$$\beta_x = \frac{10 \cdot 3 \cdot 10^{-10} \cdot 550 \cdot 3,3 \cdot 10^{-2}}{2 \cdot 10^{-3} (1 - 0,375) 1,8 \cdot 10^{-3}} = 0,242 \text{ м/с.}$$

Коэффициент массопередачи находим по формуле (7.6) при $m = 1$:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}} = \frac{1}{\frac{1}{0,072} + \frac{1}{0,242}} = 0,0165 \text{ м/с.}$$

Снижение движущей силы массопереноса в результате отклонения движения газа от режима идеального вытеснения учтем введением дополнительного диффузионного сопротивления продольного перемешивания. Коэффициент, учитывающий продольное перемешивание, определяем по уравнению:

$$\beta_{\text{прод}} = 0,0567 \cdot \frac{v_r}{1-\varepsilon} \left(\frac{v_r d_3 \rho_r}{\mu_r} \right)^{0,22}. \quad (7.48)$$

Подставив значения величин в уравнение (7.48), получим

$$\beta_{\text{прод}} = 0,0567 \cdot \frac{0,29}{1 - 0,375} \left(\frac{0,29 \cdot 2 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2}{1,8 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,22} = 0,059 \text{ м/с.}$$

Коэффициент массопередачи с учетом продольного перемешивания равен

$$K'_y = \frac{1}{\frac{1}{K_y} + \frac{1}{\beta_{\text{прод}}}} = \frac{1}{\frac{1}{0,0165} + \frac{1}{0,059}} = 0,0138 \text{ м/с.}$$

Удельная площадь поверхности адсорбента составит

$$f = 6(1-\varepsilon)/d_3 = 6(1 - 0,375)/(2 \cdot 10^{-3}) = 1875 \text{ м}^2/\text{м}^3;$$

объемный коэффициент массопередачи:

$$K_{yV} = K'_y f = 0,0138 \cdot 1875 = 25,87 \text{ с}^{-1}.$$

4. Продолжительность адсорбции. Выходная кривая. Профиль концентрации в слое адсорбента.

Продолжительность адсорбции метанола определяем по выходной кривой, построение которой проводим по уравнению Томаса для безразмерной концентрации в потоке:

$$C/C_n = J(n_y \cdot T, n_y), \quad (7.49)$$

где $n_y = K'_y f Z / v_r$ — общее число единиц переноса для слоя высотой Z ;

$$T = \frac{v_r C_H \left(\tau - \frac{Z \varepsilon}{v_r} \right)}{\rho_{\text{нас}} a^* |C_H Z} - \text{безразмерное время.}$$

Выразим τ через безразмерное время T по уравнению:

$$\tau = \frac{Z \left(T \rho_{\text{нас}} a^* |C_H + C_H \varepsilon \right)}{v_r C_H} = \frac{0,7 \left(550 \cdot 3,3 \cdot 10^{-2} \cdot T + 1,8 \cdot 10^{-3} \cdot 0,375 \right)}{0,29 \cdot 1,8 \cdot 10^{-3}} = 24339 \cdot T + 0,905 .$$

Число единиц переноса составляет

$$n_y = K_{yV} \frac{Z}{v_r} = 25,87 \cdot \frac{0,7}{0,29} = 62,24 .$$

Результаты расчета выходной кривой адсорбции приведены в табл. 7.9.

Т а б л и ц а 7.9

Расчет выходной кривой адсорбции

T	τ	C/C_H	T	τ	C/C_H
0,4	9736,5	0,0000	1,1	26773,8	0,7219
0,5	12170,4	0,00071	1,2	29207,7	0,8658
0,6	14604,3	0,00715	1,3	31641,6	0,9455
0,7	17038,2	0,03860	1,4	34075,5	0,9811
0,8	19472,1	0,1296	1,5	3609,4	0,9943
0,9	21906,0	0,2993	1,6	38943,3	0,9983
1,0	24339,9	0,5179			

Время достижения концентрации метанола в газе, выходящем из адсорбера (концентрация составляет 5 % от начальной, т. е. $C/C_0 = 0,05$), равно длительности стадии адсорбции. В соответствии с выходной кривой (рис. 7.11) продолжительность стадии адсорбции τ составляет $1,73 \cdot 10^4$ с.

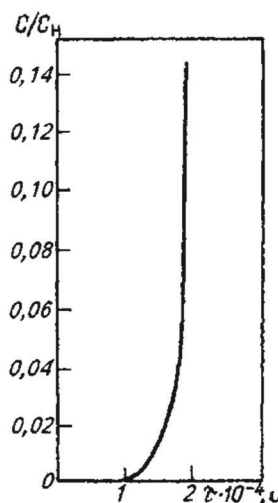


Рис. 7.11. Выходная кривая адсорбции ($Z = 0,7$ м)

Построение профиля концентраций проводим по уравнению Томаса, записанному для безразмерной концентрации в адсорбенте:

$$\frac{a}{a^*|C_H} = 1 - J(n_y \cdot T, n_y). \quad (7.50)$$

Выразим расстояние Z от точки ввода смеси до точки в слое адсорбента с концентрацией (активностью) a в виде функции от безразмерного времени:

$$Z = \frac{\tau v_r C_H}{\rho_H a^* | C_H T + C_H \varepsilon} = \frac{1,73 \cdot 10^4 \cdot 0,29 \cdot 1,8 \cdot 10^{-3}}{550 \cdot 3,3 \cdot 10^{-2} T + 1,8 \cdot 10^{-3} \cdot 0,375} = \frac{1}{2,01 T + 7,48 \cdot 10^{-4}}.$$

Расчет профиля концентраций метанола в слое угля представлен в табл. 7.10.

Т а б л и ц а 7.10

Расчет профиля концентраций метанола в слое угля

$1/T$	T	$Z, \text{ м}$	$n_y \cdot T$	$J(n_y \cdot T, n_y)$	$a/a^* C_H$
0,4	2,5	0,199	44,38	0,0012	0,9988
0,5	2,0	0,249	44,38	0,0039	0,9961
0,6	1,667	0,299	44,38	0,0204	0,9796
0,7	1,429	0,348	44,38	0,0704	0,9296
0,8	1,25	0,398	44,18	0,1749	0,8251
0,9	1,111	0,448	44,38	0,3344	0,6656
1,0	1,0	0,498	44,38	0,5213	0,4787
1,1	0,9091	0,547	44,38	0,6954	0,3046
1,2	0,8333	0,597	44,38	0,8283	0,1717
1,3	0,7692	0,647	44,38	0,9139	0,0861
1,4	0,7143	0,697	44,38	0,9662	0,0338
1,5	0,6666	0,746	44,38	0,9841	0,0159
1,6	0,625	0,796	44,38	0,9946	0,0054

5. Материальный баланс.

Материальный баланс по метанолу стадии адсорбции выражается уравнением:

$$v_r C_H \tau_a S = \rho_{\text{нас}} S \int_0^H (a_{\tau=0} - a_H) dZ + v_r S \int_0^{\tau_a} C_{Z=H} d\tau + \varepsilon S \int_0^H (C_{\tau=\tau_a} - C_{\tau=0}) dZ, \quad (7.51)$$

где S - площадь поперечного сечения адсорбера, м^2 .

Записывая уравнение материального баланса для концентраций в безразмерной форме, а также учитывая, что $a_H = 0$ и $C_{\tau=0} = 0$, получим:

$$v_r C_H \tau_a S = \rho_{\text{нас}} S a^* | C_H \int_0^H \frac{a}{a^* | C_H} dZ + v_r S C_H \int_0^{\tau_a} \frac{C}{C_H} d\tau + \varepsilon S C_H \int_0^H \left(\frac{C}{C_H} \right)_{\tau=0} dZ. \quad (7.52)$$

ГЛАВА 7. Газоадсорбционные установки

Значение интегралов уравнения материального баланса определяют графическим интегрированием выходной кривой (см. рис. 7.11) и профиля концентрации в адсорбенте (см. рис. 7.12):

$$\int_0^{\tau_a} \frac{C}{C_H} d\tau = 74,2 \text{ с}; \quad \int_0^H \frac{a}{a^* | C_H} dZ = 0,495 \text{ м.}$$

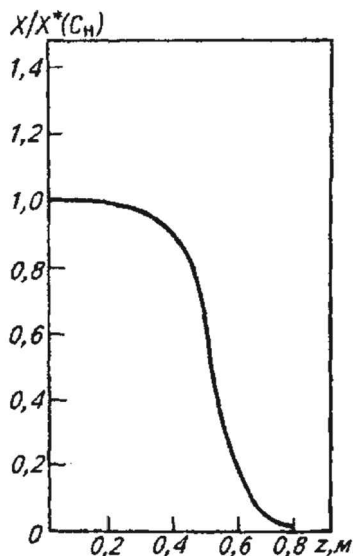


Рис. 7.12. Профиль концентрации в адсорбенте ($\tau = 4,8$ ч)

Масса метанола, поступающего в адсорбер, составит

$$Q_r \tau_a C_H = 7370 \cdot 1,73 \cdot 10^4 \cdot 1,8 \cdot 10^{-3} / 3600 = 63,75 \text{ кг.}$$

Масса метанола (адсорбата), поглощенного углем,

$$\rho_{\text{нас}} S a^* | C_H \int_0^{H=0,7} \frac{a}{a^* | C_H} dZ = 550 \cdot 0,785 \cdot 3^2 \cdot 3,3 \cdot 10^{-2} \cdot 0,495 = 63,47 \text{ кг.}$$

Масса метанола, уходящего из аппарата с газовой фазой, равна:

$$Q_r C_H \int_0^{\tau_a=1,73 \cdot 10^4} \frac{C}{C_H} d\tau = 7370 \cdot 1,8 \cdot 10^{-3} \cdot 74,2 / 3600 = 0,273 \text{ кг.}$$

7.3. Расчет адсорберов со взвешенным слоем адсорбента

Диаметр адсорбера (м) рассчитывают по уравнению расхода

$$D_a = \sqrt{\frac{Q_r}{0,785 v_r}}.$$

Скорость газового потока v_r в адсорбере (м/с) можно определить по критерию Рейнольдса из соотношения

$$\text{Re} = \frac{v_r d_{\text{ч}} \rho_r}{\mu_r}, \quad (7.53)$$

где $d_{\text{ч}}$ — диаметр частиц адсорбента, м; $\rho_{\text{г}}$ — плотность газа, кг/м³; $\mu_{\text{г}}$ — динамическая вязкость газа, Па·с.

Критерий Рейнольдса связан с критерием Архимеда Ar соотношением

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}} \quad (7.54)$$

или для режима устойчивого псевдооживления зерен адсорбента

$$Re = \frac{Ar \epsilon_{\text{пс}}^{4,75}}{18 + 0,61\sqrt{Ar \epsilon_{\text{пс}}^{4,75}}}, \quad (7.55)$$

где $\epsilon_{\text{пс}}$ — пористость псевдооживленного слоя (в многоступенчатых противоточных адсорберах с псевдооживленным слоем поглотителя при устойчивых режимах псевдооживления пористость слоя находится в пределах $\epsilon_{\text{пс}} = 0,5 \dots 0,65 \text{ м}^3/\text{м}^3$).

Здесь критерий Архимеда определяется по аналогии с формулой (6.20):

$$Ar = \frac{d_{\text{ч}}^3 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{г}}) \rho_{\text{г}} g}{\mu_{\text{г}}^2},$$

где $\rho_{\text{т}}$ — плотность частиц адсорбента, кг/м³; g — ускорение силы тяжести, м/с².

Высоту (м) взвешенного слоя на тарелке адсорбера определяют из соотношения

$$H_{\text{пс}} = H_0 \frac{1 - \epsilon_0}{1 - \epsilon_{\text{пс}}}, \quad (7.56)$$

где ϵ_0 — пористость неподвижного слоя, $\epsilon_0 = 0,4$; H_0 — высота неподвижного слоя сорбента, $H_0 = 50 \dots 60$ мм.

Пористость $\epsilon_{\text{пс}}$ взвешенного слоя определяют из зависимости

$$\epsilon_{\text{пс}} = \left(\frac{18 Re + 0,36 Re^2}{Ar} \right)^{0,21}. \quad (7.57)$$

Необходимый расход адсорбента рассчитывают, используя уравнение материального баланса для всей колонны, приняв, что на выходе из аппарата адсорбент насыщен полностью, т. е. $a^* = a^*(C_{\text{н}})$:

$$L(a^* - a_0) = Q_{\text{г}}(C_{\text{н}} - C_{\text{к}}), \quad (7.58)$$

где L — расход адсорбента, м³/с; a^* и a_0 — соответственно насыщенная и начальная концентрация адсорбтива в адсорбенте (активность адсорбента) на входе в адсорбер и выходе из него, кг/м³; $Q_{\text{г}}$ — объемный расход парогазовой смеси, м³/с; $C_{\text{н}}$ и $C_{\text{к}}$ — концентрация компонента в газовой фазе соответственно на входе в адсорбер и выходе из него, кг/м³.

Объем собственно адсорбента $V_{\text{ад}}$ в аппарате находят по основному уравнению массопередачи:

$$V_{ад} = \frac{Q_{г}}{K_{yV}} \int_{C_k}^{C_n} \frac{dC}{C - C^*}, \quad (7.59)$$

где K_{yV} - объемный коэффициент массопередачи, отнесенный к объему зерен адсорбента, c^{-1} .

Величина эффективного коэффициента массообмена β_0 близка к объемному коэффициенту внутренней массоотдачи, практически не зависящему от скорости газового потока. На этом основании принимаем $\beta_0 \approx K_{yV}$.

Для определения коэффициента массоотдачи β_0 в псевдооживленном слое адсорбента используют уравнение

$$Nu = 155 K_L^{0,75} \left(\frac{C_s}{C_0} \right)^{0,35} \beta (BT^2)^{-1,3} \left(\frac{H_0}{d_q} \right)^{-1,25} \quad (7.60)$$

или

$$\beta_0 = 155 \cdot \frac{L_{уд}^{0,75} D_y^{0,25} C_s^{0,35} \beta}{(BT^2)^{1,3} H_0^{1,25} C_0^{0,35}}, \quad (7.61)$$

где $Nu = \frac{\beta_0 d_q^2}{D_y}$ - критерий Нуссельта; D_y - коэффициент диффузии адсорбтива в воздухе, m^2/c ; $K_L = \frac{L_{уд} d_q}{D_y}$ - безразмерный комплекс; $L_{уд}$ - удельный расход адсорбента, $m^3/(m^2 \cdot c)$; C_s - концентрация насыщенного пара адсорбируемого вещества, $кг/м^3$; β - коэффициент аффинности; B - структурная константа адсорбента, определяется по табл. П.23 приложения; H_0 - высота неподвижного слоя адсорбент на тарелке, м; T - абсолютная температура, К.

В этом случае объем, занимаемый собственно адсорбентом, определяют по формуле:

$$V_{ад} = \frac{Q_{г}}{\beta_0} n_y, \quad (7.62)$$

где n_y - общее число единиц переноса.

Объем взвешенного слоя адсорбента определяют по формуле:

$$V_{сл} = V_{ад} \frac{\rho_{г}}{\rho_{нас}}, \quad (7.63)$$

а число тарелок в адсорбере - по уравнению:

$$N_{г} = \frac{4V_{сл}}{\pi D_a^2 H_0}. \quad (7.64)$$

Расстояние между тарелками h_t с учетом конструкции переточного устройства, неравномерности псевдооживления и возможных колебаний скорости газового потока принимают равным $(3 \dots 5) H_{пс}$.

Для псевдооживленных слоев в аппарате гидравлическое сопротивление определяют по формуле:

$$\Delta p_{пс} = H_0 (1 - \varepsilon_0) (\rho_{г} - \rho_{л}) g N_{г}. \quad (7.65)$$

Пример 7.9. Спроектировать адсорбционную установку с псевдооживленным слоем адсорбента для улавливания из воздуха паров бензола активированным углем.

Определить диаметр и высоту многоступенчатого адсорбера, число тарелок и расход адсорбента при следующих условиях: расход паровоздушной смеси при рабочих условиях $Q_T = 2000 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($0,555 \text{ м}^3/\text{с}$); температура паровоздушной смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; атмосферное давление $p = 735 \text{ мм рт. ст.} = 9,8 \cdot 10^4 \text{ Па}$; начальная концентрация бензола в воздухе $C_H = 25 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$; концентрация бензола в воздухе, на выходе из аппарата (конечная) $C_K = 1 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$; свойства паровоздушной смеси: плотность $\rho_T = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость $\mu_T = 1,5 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$ (см. табл. П.1 приложения).

Решение. В качестве адсорбента выбираем уголь марки СКТ-6А, соответствующий заданным условиям по прочности, гранулометрическому составу и пористой структуре. Принимаем следующие характеристики адсорбента: средний диаметр частиц $d_{\text{ч}} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ м}$; кажущаяся плотность $\rho_T = 670 \text{ кг/м}^3$; насыпная плотность адсорбента $\rho_{\text{нас}} = 470 \text{ кг/м}^3$. Принимаем пористость псевдооживленного слоя $\varepsilon_{\text{ис}} = 0,55 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Изотерму адсорбции паров бензола из воздуха на угле марки СКТ-6А (рис. 7.13) строим по данным табл. П.26 приложения.

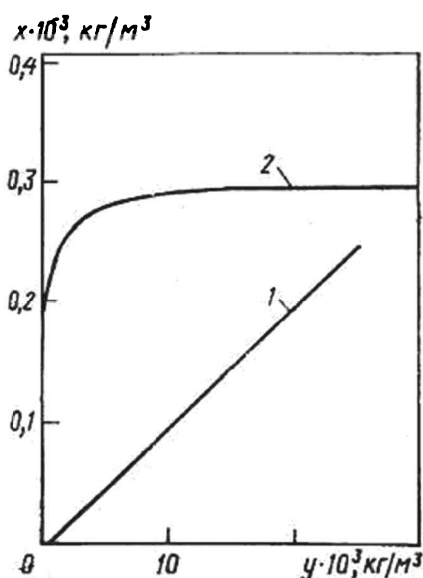


Рис. 7.13. Рабочая (1) и равновесная (2) линии процесса адсорбции бензола из воздуха на угле СКТ-6А (к примеру 7.9)

Значение оптимальной высоты неподвижного слоя на тарелке находится в интервале $0,03 \dots 0,05 \text{ м}$, в зависимости от марки и гранулометрического состава адсорбента. Для хорошо сорбирующихся газов слой такой высоты обеспечивает практически полное извлечение адсорбтива. При других значениях высоты слоя псевдооживление на тарелке может быть неравномерным, возможны проскоки адсорбтива, в результате чего увеличение количества адсорбента на одной тарелке не приводит к желаемой полноте извлечения. Принимаем высоту неподвижного слоя на тарелке $H_0 = 0,05 \text{ м}$.

1. *Определение скорости газового потока.*

Находим величину критерия Архимеда по формуле (6.20):

$$Ar = \frac{d_{\text{ч}}^3 (\rho_T - \rho_T) \rho_T g}{\mu_T^2} = \frac{(1 \cdot 10^{-3})^3 \cdot (670 - 1,2) 1,2 \cdot 9,81}{(1,8 \cdot 10^{-5})^2} = 24343$$

ГЛАВА 7. Газоадсорбционные установки

Значение критерия Рейнольдса получим из соотношения (7.55):

$$Re = \frac{Ar \varepsilon_{пс}^{4,75}}{18 + 0,6 \sqrt{Ar \varepsilon_{пс}^{4,75}}} = \frac{24343 \cdot 0,55^{4,75}}{18 + 0,6 \sqrt{24343 \cdot 0,55^{4,75}}} = 34,82 .$$

Тогда скорость газового потока найдем из уравнения (7.53):

$$v_r = Re \frac{\mu_r}{d_u \rho_r} = 34,82 \cdot \frac{1,8 \cdot 10^{-5}}{1 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2} = 0,52 \text{ м/с.}$$

Диаметр аппарата рассчитываем по уравнению расхода:

$$D_a = \sqrt{\frac{Q_r}{0,785 v_r}} = \sqrt{\frac{0,555}{0,785 \cdot 0,52}} = 1,17 \text{ м.}$$

Принимаем диаметр абсорбера $D_a = 1,2 \text{ м}$.

2. Определение расхода адсорбента.

Необходимый расход адсорбента определяют, приняв, что на выходе из аппарата адсорбент насыщен полностью, т. е. $a = a^* | C_n$.

По изотерме адсорбции (см. табл. П.26 приложения) находим концентрацию насыщения в сорбенте на выходе из колонны:

$$a^* | C_n = 25 \cdot 10^{-3} = 300 \text{ кг/м}^3.$$

Тогда по уравнению материального баланса (7.58) расход поглотителя составит

$$L(a^* - a_0) = Q_r (C_n - C_k)$$
$$L' = Q_r \frac{C_n - C_k}{a^* - a_0} = 0,555 \cdot \frac{25 \cdot 10^{-3} - 1 \cdot 10^{-3}}{300 - 0} = 4,4 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{с.}$$

Принимая количество адсорбента с учетом истирания и уноса на 30 % больше, получим расход твердой фазы:

$$L = 1,3 L' = 1,3 \cdot 4,4 \cdot 10^{-5} = 5,72 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{с.}$$

3. Определение объемного коэффициента массопередачи.

Для определения коэффициента массоотдачи β_0 в псевдооживленном слое адсорбента используем уравнения (7.60) и (7.61):

$$\beta_0 = 155 \cdot \left(\frac{5,72 \cdot 10^{-5}}{0,785 \cdot 1,2^2} \right)^{0,75} \cdot \frac{(9,6 \cdot 10^{-6})^{0,25} \cdot 0,32^{0,35} \cdot 1,0}{1,05 \cdot 10^{-6} \cdot 293} = 12,4 \text{ с}^{-1}.$$

4. Определение общего числа единиц переноса.

Для построения рабочей линии процесса из уравнения материального баланса (7.58) находим концентрацию адсорбтива в адсорбенте на выходе из абсорбера:

$$a_k = a_0 + \frac{Q_r}{L} (C_n - C_k) = 0 + \frac{0,555}{5,72 \cdot 10^{-5}} \cdot (25 - 1) \cdot 10^{-3} = 233 \text{ кг/м}^3.$$

Строим рабочую и равновесную линии процесса на диаграмме $a - C$ (см. рис. 7.13). С помощью диаграммы определяем вспомогательные величины, необходимые для графического интегрирования (табл. 7.11):

Т а б л и ц а 7.11

Данные для графического интегрирования

C , кг/м ³	C^* , кг/м ³	$C - C^*$, кг/м ³	$1/(C - C^*)$, м ³ /кг	C , кг/м ³	C^* , кг/м ³	$C - C^*$, кг/м ³	$1/(C - C^*)$, м ³ /кг
0,025	0,0010	0,0240	41,67	0,018	0,0004	0,0176	56,82
0,024	0,0009	0,0231	43,29	0,017	0,0003	0,0167	59,88
0,023	0,0008	0,0222	45,04	0,016	0,0002	0,0158	63,29
0,022	0,0007	0,0213	46,95	0,015	0,0001	0,0149	67,11
0,021	0,0006	0,0204	49,02	0,010	0,000	0,0100	100,00
0,020	0,0006	0,0194	51,55	0,004	0,000	0,0040	250,00
0,019	0,0005	0,0185	54,05	0,001	0,000	0,0010	1000,00

Методом графического интегрирования (рис. 7.14) находим число единиц переноса:

$$n_y = \int_{0,001}^{0,025} \frac{dC}{C - C^*} = 4,5.$$

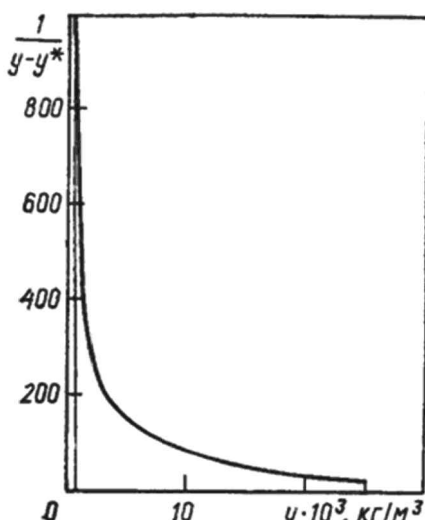


Рис. 7.14. Определение числа единиц переноса (к примеру 7.9)

Определяем по формуле (7.62) объем, занимаемый собственно адсорбентом:

$$V_{ад} = \frac{0,555}{12,4} \cdot 4,5 = 0,2 \text{ м}^3.$$

Объем слоя адсорбента по формуле (7.63) составит

$$V_{сл} = 0,2 \cdot \frac{670}{470} = 0,28 \text{ м}^3.$$

Число тарелок в адсорбере определим по формуле (7.64):

$$N_{\tau} = \frac{4V_{сл}}{\pi D_a^2 H_0} = \frac{4 \cdot 0,28}{3,14 \cdot 1,2^2 \cdot 0,05} = 4,95$$

ГЛАВА 7. Газоадсорбционные установки

Принимаем $N_T = 5$.

Высота неподвижного слоя H_0 на тарелке и высота псевдооживленного слоя $H_{пс}$ связаны соотношением (7.56).

В данном случае

$$\varepsilon_0 = 1 - \rho_{нас} / \rho_T = 1 - 470 / 670 = 0,3,$$

и тогда высота псевдооживленного слоя адсорбента на тарелке составит

$$H_{пс} = \frac{0,05(1-0,3)}{1-0,55} = 0,078 (\approx 0,08) \text{ м.}$$

С запасом принимаем расстояние между тарелками $h_T = 0,4$ м. Высота тарельчатой части аппарата равна

$$H_T = h_T (N_T - 1) = 0,4(5 - 1) = 1,6 \text{ м.}$$

Для псевдооживленных слоев гидравлическое сопротивление определяют по формуле (7.65):

$$\Delta p_{пс} = 0,05(1-0,3) \cdot (670-1,2) 9,81 \cdot 5 = 1148 \text{ Па.}$$

7.4. Расчет адсорберов с движущимся зернистым адсорбентом

Скорость газового потока должна быть меньше скорости начала псевдооживления, которая для слоя сферических частиц может быть найдена по критерию Рейнольдса $v_{пс} = f(\text{Re}_{пс})$ из соотношения:

$$\text{Re}_{пс} = \frac{\text{Ar}}{1400 + 5,22\sqrt{\text{Ar}}}, \quad (7.66)$$

где $\text{Re}_{пс} = \frac{v_{пс} d_s \rho_T}{\mu_T}$ — критическое значение модифицированного критерия Рейнольдса; $v_{пс}$ —

скорость начала псевдооживления, м/с; d_s — диаметр шара того же объема, что и частица, м;

$\text{Ar} = \frac{d_s^3 (\rho_T - \rho_G) \rho_T g}{\mu_T^2}$ — критерий Архимеда.

Для аппаратов с движущимся плотным слоем определяют высоту слоя и скорость движения адсорбента. Скорость перемещения адсорбента в колонне должна быть равна скорости движения зоны массопередачи:

$$U = \frac{v_T C_H}{\varepsilon C_H + a_0^*}, \quad (7.67)$$

где v_T — скорость потока, отнесенная ко всей площади поперечного сечения адсорбера, м/с; a_0^* — концентрация выделяемого компонента в твердой фазе (активность адсорбента), равновесная с начальной концентрацией C_H компонента в парогазовой фазе, кг/м³; ε — доля свободного объема слоя (пористость слоя), для движущихся зернистых слоев $\varepsilon = 0,33 \dots 0,49$.

Требуемую длину (высоту) движущегося слоя адсорбента определяют по числу единиц переноса из уравнения массопередачи:

$$H_{дв} = \frac{Q_T}{S_a K_{yV}} \int_{C_x}^{C_H} \frac{dC}{C - C^*} = h_y n_y, \quad (7.68)$$

где S_a - площадь поперечного сечения слоя, m^2 ; K_{yV} - объемный коэффициент массопередачи, c^{-1} ; h_3 - высота, эквивалентная единице переноса, м; n_y - число единиц переноса.

Объемный коэффициент массопередачи определяется соотношением

$$K_{yV} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{yV}} + \frac{m}{\beta_{xV}}}, \quad (7.69)$$

где β_{yV} — объемный коэффициент массоотдачи в газовой фазе, c^{-1} ; β_{xV} — объемный коэффициент массоотдачи в твердой фазе, c^{-1} ; m — коэффициент распределения.

Для расчета объемного коэффициента массоотдачи в газовой фазе необходимо определить число Рейнольдса для зернистого слоя:

$$Re = \frac{4v_r \rho_r}{f \mu_r}, \quad (7.70)$$

где f - удельная площадь поверхности зернистого слоя, m^2/m^3 .

Удельную площадь поверхности для зернистого слоя адсорбента находят с помощью соотношения

$$f = \frac{6(1-\varepsilon)}{\Phi d_3}, \quad (7.71)$$

где d_3 - эквивалентный диаметр частиц адсорбента, м; Φ - фактор формы частиц. Для промышленных гранулированных углей и силикагелей фактор формы Φ лежит в пределах $\Phi = 0,7 \dots 0,9$.

При $Re > 30$ для расчета β_{yV} используют соотношение (7.7):

$$Nu = 0,395 Re_y^{0,64} Pr_y^{0,33},$$

где $Nu = \frac{\beta_{yV} d_3^2}{D_y}$; $Pr = \frac{\mu_r}{\rho_r D_y}$.

Расход адсорбента L (в кг/с) для адсорбера как аппарата непрерывного действия определяют, используя уравнение материального баланса:

$$L = G \cdot \frac{C_n - C_k}{a_k - a_n}, \quad (7.72)$$

где G – массовый расход газа-носителя, кг/с; C_n , C_k – соответственно начальная и конечная относительная массовая концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой фазе, кг/(кг газа-носителя); a_n , a_k – соответственно начальное и конечное относительное массовое содержание адсорбируемого вещества в адсорбенте, кг/(кг адсорбента).

Регенерация адсорбентов. Регенерацию адсорбентов проводят термическим методом или десорбцией насыщенным, а также перегретым водяным паром или инертным газом. При термической регенерации теряется 5...10 % адсорбента и происходит деструкция адсорбируемого вещества. Процесс термической десорбции проводят при температуре $t = 700 \dots 800$ °С в печах различной конструкции: барботажных, многоходовых и с кипящим слоем.

Для регенерации десорбцией используют перегретый пар при температуре $t = 200...300$ °С, а инертные газы — при температуре $t = 120...140$ °С.

Максимальный расход пара на десорбцию определяют из соотношения

$$\frac{L}{G_{\text{п}}} = \frac{C_2}{a_1^*}, \quad (7.73)$$

где L — количество адсорбента, кг/с; $G_{\text{п}}$ — количество перегретого пара, кг/с; C_2 — концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси при выходе из десорбера, кг/кг; a_1^* — концентрация адсорбируемого вещества в поступающем на десорбцию адсорбенте, равновесная по отношению к составу перегретого пара, кг вещества/кг адсорбента.

Для десорбции легколетучих веществ расход пара равен 2,5...3 кг/кг вещества, для высококипящих веществ — в 5...10 раз больше.

Пример 7.10. Спроектировать непрерывно действующую адсорбционную установку для извлечения бензола из воздуха в колонне с движущимся слоем активированного угля.

Определить расход адсорбента L , диаметр D_a и высоту аппарата H_a , при следующих условиях: производительность установки по исходной парогазовой смеси $Q_r = 2000$ м³/ч (0,555 м³/с); концентрация бензола в исходной паровоздушной смеси $C_{\text{н}} = 0,03$ кг/м³; концентрация бензола на выходе из адсорбционной зоны $C_{\text{к}} = 0,001$ кг/м³; содержание бензола в отработанном адсорбенте 95 %, в регенерированном — 5 % от равновесного a_0^* с исходной смесью; температура процесса $t = 20$ °С.

Решение. Выбираем для адсорбции уголь марки АГ-3 (см. табл. П.23 приложения) с насыпной плотностью $\rho_{\text{нас}} = 500$ кг/м³ и средним диаметром частиц $d_{\text{ч}} = 0,002$ м (2 мм). Равновесные данные по адсорбции бензола из воздуха на угле АГ-3 приведены в табл. П.26 приложения. Плотность частиц $\rho_{\text{т}} = 1,6\rho_{\text{нас}} = 1,6 \cdot 500 = 800$ кг/м³. Свойства паровоздушной смеси приняты по воздуху при температуре $t = 20$ °С (см. табл. П.1 приложения): плотность $\rho_{\text{г}} = 1,205$ кг/м³, динамическая вязкость $\mu_{\text{г}} = 1,8 \cdot 10^{-5}$ Па·с.

1. Расчет диаметра аппарата.

Скорость газового потока находим по критерию Рейнольдса по формуле (7.53):

$$\text{Re} = \frac{v_{\text{г}} d_{\text{ч}} \rho_{\text{г}}}{\mu_{\text{г}}}$$

Сначала находим значение критерия Архимеда по формуле (6.20):

$$\text{Ar} = \frac{d_{\text{ч}}^3 \rho_{\text{г}} g (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{г}})}{\mu_{\text{г}}^2} = \frac{0,002^3 \cdot 1,205 \cdot 9,81 \cdot (800 - 1,205)}{(1,8 \cdot 10^{-5})^2} = 250972,$$

а затем по формуле (7.66) - критическое значение модифицированного критерия Рейнольдса:

$$\text{Re}_{\text{крит}} = \frac{\text{Ar}}{1400 + 5,22\sqrt{\text{Ar}}} = \frac{250972}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{250972}} = 62,5.$$

Зная значение $\text{Re}_{\text{крит}}$, находим скорость парогазового потока $v_{\text{крит}}$ начала псевдооживления:

$$v_{\text{пс}} = \frac{\text{Re}_{\text{пс}} \mu_{\text{г}}}{d_{\text{ч}} \rho_{\text{г}}} = \frac{62,5 \cdot 1,8 \cdot 10^{-5}}{0,002 \cdot 1,205} = 0,45 \text{ м/с.}$$

Принимаем скорость газового потока $v'_{\text{г}} = 0,3$ м/с и рассчитываем диаметр аппарата по уравнению расхода:

$$D_{\text{а}} = \sqrt{\frac{Q_{\text{г}}}{0,785 v'_{\text{г}}}} = \sqrt{\frac{0,555}{0,785 \cdot 0,3}} = 1,53 \text{ м.}$$

Принимаем диаметр аппарата $D_{\text{а}} = 1,6$ м и затем уточняем линейную скорость парогазовой смеси:

$$v_{\text{г}} = \frac{Q_{\text{г}}}{0,785 D_{\text{а}}^2} = \frac{0,555}{0,785 \cdot 1,6^2} = 0,28 \text{ м/с.}$$

Критическая скорость псевдооживления $v_{\text{пс}} = 0,45$ м/с выше выбранной скорости газового потока $v_{\text{г}} = 0,28$ м/с, что обеспечивает нормальные условия движения адсорбента через аппарат. В случае, если критическая скорость будет ниже выбранной, необходимо уменьшить диаметр адсорбера.

2. Расчет скорости движения адсорбента.

Определяем скорость перемещения адсорбента в адсорбере по формуле (7.67) принимая $\varepsilon = 0,4$.

Для нахождения равновесной концентрации выделяемого компонента в твердой фазе (активности адсорбента) a_0^* строим изотерму адсорбции бензола по данным, приведенным в табл. П.27 приложения. По величине $C_{\text{н}} = 0,03$ кг/м³ находим значение $a_0^* = 162$ кг/м³. Тогда скорость движения адсорбента, при которой степень использования его равновесной емкости составляет 0,95, равна

$$U = \frac{v_{\text{г}} C_{\text{н}}}{\varepsilon C_{\text{н}} + a_0^*} = \frac{0,28 \cdot 0,03}{0,4 \cdot 0,03 + 162 \cdot 0,95} = 5,46 \cdot 10^{-5} \text{ м/с.}$$

3. Расчет длины слоя адсорбента.

Требуемую длину движущегося слоя адсорбента $H_{\text{дв}}$ определяют по формуле (7.68). Сначала определяем из соотношения (7.69) объемный коэффициент массопередачи.

Поскольку коэффициент распределения $m = \frac{C_{\text{н}}}{a_0^*} = \frac{0,03}{162} = 0,000185$ очень мал, величи-

ной $\frac{m}{\beta_{\text{гВ}}}$ в уравнении (7.68) можно пренебречь. Тогда $K_{\text{гВ}} \approx \beta_{\text{гВ}}$.

Находим по формуле (7.71) удельную площадь поверхности для зернистого слоя адсорбента, выбрав $\Phi = 0,8$:

$$f = \frac{6(1-0,4)}{0,8 \cdot 0,002} = 2200 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

Тогда число Рейнольдса по формуле (7.70) равно:

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot 0,28 \cdot 1,205}{2200 \cdot 1,8 \cdot 10^{-5}} = 34,22.$$

ГЛАВА 7. Газоадсорбционные установки

Определим коэффициент диффузии бензола в воздухе при температуре $t = 20^\circ\text{C}$ по формуле (6.39):

$$D_y = 7,7 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{1,013 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} \cdot \left(\frac{293}{273} \right)^{3/2} = 8,547 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с},$$

где коэффициент диффузии бензола в воздухе при нормальных условиях $D_0 = 7,7 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ (см. табл. П.16 приложения).

Находим значение Pr из выражения (6.61):

$$Pr = \frac{\mu_r}{\rho_r D_y} = \frac{1,8 \cdot 10^{-5}}{1,205 \cdot 8,547 \cdot 10^{-6}} = 1,74.$$

Рассчитаем по формуле (7.7) значение Nu :

$$Nu = 0,395 \cdot 34,22^{0,64} \cdot 1,74^{0,33} = 4,7.$$

Значение эквивалентного диаметра для зернистого слоя находим по соотношению (6.59):

$$d_s = \frac{4\varepsilon}{f} = \frac{4 \cdot 0,4}{2200} = 7,3 \cdot 10^{-4} \text{ м}.$$

По величине критерия Нуссельта определяем β_{yV} :

$$\beta_{yV} = \frac{Nu D_y}{d_s^2} = \frac{4,7 \cdot 8,547 \cdot 10^{-6}}{0,00073^2} = 75,37 \text{ с}^{-1}.$$

Принимаем $K_{yV} = \beta_{yV} = 75,37 \text{ с}^{-1}$.

Число единиц переноса находим методом графического интегрирования. Для этого задаемся рядом значений C в интервале от C_n до C_k . Для каждого значения C находим соответствующее значение a на рабочей линии, а для каждого a – значение C^* на равновесной линии, пользуясь рис. 7.15.

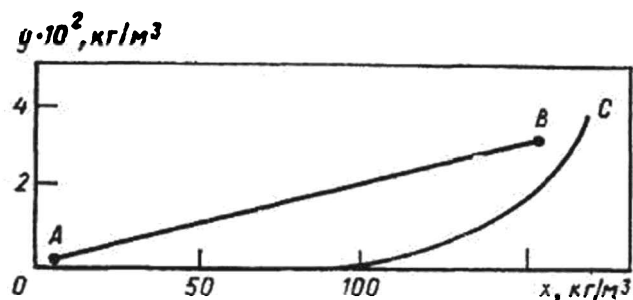


Рис. 7.15. Рабочая (AB) и равновесная (OC) линии процесса адсорбции бензола из воздуха на угле марки AP-A (к примеру 7.10)

Полученные значения приведены в табл. 7.12.

Таблица 7.12

Данные для графического интегрирования

C , кг/м ³	a , кг/м ³	C^* , кг/м ³	$C - C^*$, кг/м ³	$1/(C - C^*)$, м ³ /кг
0,030	164	0,020	0,010	100
0,025	130	0,006	0,019	53
0,020	104	0,003	0,017	59
0,015	76	0	0,015	67
0,010	50	0	0,010	100
0,005	25	0	0,005	200
0,001	8	0	0,001	1000

Строим график зависимости $1/(C - C^*)$ от C (рис. 7.16).

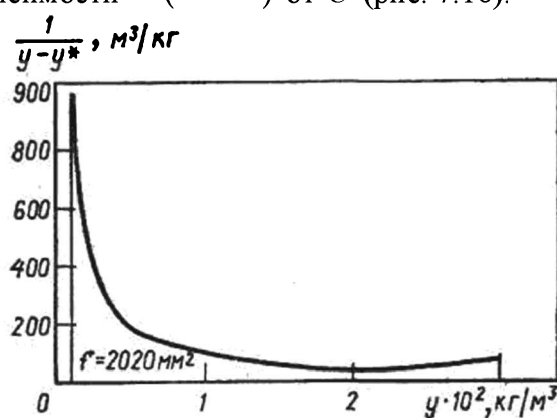


Рис. 7.16. Определение числа единиц переноса методом графического интегрирования (к примеру 7.10)

Площадь под кривой, ограниченная ординатами $C_n = 0,03$ кг/м³ и $C_k = 0,001$ кг/м³, равна $S = 2020 \text{ мм}^2$. Находим масштабы по осям: $M_1 = 10$ по оси $1/(C - C^*)$ и $M_2 = 0,0002$ по оси C .

Число n_y находим по уравнению

$$n_y = \int_{C_k}^{C_n} \frac{dC}{C - C^*} = 4,04.$$

Определяем по формуле (7.68) требуемую длину движущегося слоя адсорбента:

$$H_{дв} = \frac{Q_r}{S_a K_{yV}} n_y = \frac{0,555}{0,785 \cdot 1,6^2 \cdot 75,37} \cdot 4,04 = 0,018 \text{ м}.$$

При таком соотношении диаметра аппарата и высоты движущегося слоя возможен пропуск адсорбтива вследствие колебаний скорости потока, особенно скорости движения слоя, обеспечиваемой разгрузочными и загрузочными устройствами.

Исходя из этого, принимаем $H_{дв} = 0,2$ м.

Расход адсорбента определяем из уравнения

$$L = \rho_{нас} U S_a = 500 \cdot 5,46 \cdot 10^{-5} \cdot 0,785 \cdot 1,6^2 = 0,055 \text{ кг/с (198 кг/ч)}.$$

Контрольные задачи

Задача 7.1. В адсорбере периодического действия поглощаются на угле пары бензина из их смеси с воздухом. Начальная концентрация бензина $C_n = 0,02 \text{ кг/м}^3$, расход паровоздушной смеси $Q_r = 3450 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при рабочих условиях). Скорость паровоздушной смеси $v_r = 0,23 \text{ м/с}$, считая на полное сечение адсорбера. Динамическая адсорбционная активность a_d^* угля по бензину равна 7 % (по отношению к массе угля). Остаточное содержание бензина в адсорбенте после десорбции составляет $a_2 = 0,08 \%$. Продолжительность τ цикла адсорбции (до появления заданного проскока) равна 1,45 ч.

Оцените: 1) скорость U движения адсорбционного фронта, 2) безразмерный коэффициент адсорбции Γ .

Какие две противоположно действующие тенденции определяет выбор скорости паровоздушной смеси в адсорбере?

Задача 7.2. На одном из заводов химического волокна для улавливания сероуглерода CS_2 из вентиляционных газов используют кольцевой адсорбер. Высота кольцевого слоя адсорбента $H = 5,2 \text{ м}$, внешний диаметр кольцевого слоя адсорбента $D_1 = 2,8 \text{ м}$, внутренний диаметр $D_2 = 1,0 \text{ м}$. В адсорбере содержится $L = 14 \text{ т}$ активированного угля АР-3. Содержание CS_2 в очищаемом газе около $C_0 = 1,6 \text{ г/м}^3$, температура газа $t = 40^\circ\text{C}$. Расход газа $Q_r = 40000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (рабочие условия). Проскок сероуглерода в выходящем из адсорбера газе обнаруживается спустя $\tau_0 = 4 \text{ ч}$ после начала цикла очистки.

- 1) определите динамическую адсорбционную активность a_d^* слоя адсорбента;
- 2) оцените величину безразмерного коэффициента адсорбции Γ ;
- 3) оцените скорость U движения адсорбционного фронта двумя способами:
 - а) используя найденное значение Γ ;
 - б) используя известное время действия защитного слоя τ_3 .

Задача 7.3. Через адсорбер периодического действия за цикл адсорбции проходит $Q_r = 2000 \text{ м}^3$ паровоздушной смеси с концентрацией диэтилового эфира $C_n = 0,008 \text{ кг/(м}^3 \text{ паровоздушной смеси)}$. Температура $t = 20^\circ\text{C}$, давление $p = 10^5 \text{ Па}$, линейная скорость паровоздушной смеси в свободном сечении адсорбера $v_r = 0,22 \text{ м/с}$. Концентрация диэтилового эфира на выходе из адсорбера к концу цикла адсорбции (к моменту времени достижения максимально допустимого проскока) $C_x = 3 \cdot 10^{-5} \text{ кг/м}^3$. В качестве поглотителя применяется активированный уголь АГ-5 со средним диаметром зерен $d_s = 4 \text{ мм}$ и насыпной плотностью $\rho_{\text{нас}} = 500 \text{ кг/м}^3$, линейная часть изотермы адсорбции диэтилового эфира на угле АГ-5 при температуре $t = 20^\circ\text{C}$ имеет вид $a_0^* = 22 \cdot C$, где a_0^* - равновесная статическая адсорбционная активность угля, кг/кг. Высота слоя угля в адсорбере $H = 0,7 \text{ м}$.

Оцените: 1) массу L и объем V угля в адсорбере; 2) диаметр D_a адсорбера; 3) продолжительность τ_3 цикла адсорбции до допустимого проскока (время защитного действия слоя).

Параметр Γ зависит от отношения C/C_n и имеет значения, указанные в табл. 7.13.

Т а б л и ц а 7.13

Зависимость параметра Γ от отношения C/C_n

C/C_n	Γ	C/C_n	Γ	C/C_n	Γ	C/C_n	Γ
0,005	1,84	0,05	1,19	0,3	0,42	0,6	-0,10
0,01	1,67	0,1	0,94	0,4	0,23	0,7	-0,27
0,03	1,35	0,2	0,63	0,5	0,09	0,8	-0,48

Задача 7.4. Определить расход активного угля и его высоту H в адсорбере диаметром $D_a = 0,3$ м, если из паровоздушной смеси в количестве $Q_r = 20$ м³ поглощается этиловый эфир от $C_n = 0,1$ кг/кг до $C_k = 0,005$ кг/кг. Начальное содержание эфира в угле $a_n = 0,006$ кг/кг, конечное a_k – на 15 % ниже равновесного (статической активности) $a_{ст}^*$. Плотность паровоздушной смеси $\rho_r = 1,2$ кг/м³, насыпная плотность $\rho_{нас} = 350$ кг/м³.

Задача 7.5. Определить расход чистого цеолита и диаметр адсорбера с псевдоожиженным слоем для осушки при температуре $t = 20$ °С воздуха в количестве $Q_r = 2000$ м³/ч, содержащего $C_n = 4$ г/м³ водяных паров. Конечное содержание влаги в воздухе $C_k = 0,04$ г/м³. Оптимальная скорость охижения $v_{пс} = 1,62$ м/с. Равновесная концентрация (статическая активность) водяных паров в угле $a_{ст}^* = 120$ г/м³.

Задача 7.6. Определить количество загружаемого активированного угля, диаметр адсорбера и продолжительность периода поглощения 100 кг паров октана из смеси с воздухом при следующих данных: начальная концентрация паров октана $C_n = 0,012$ кг/м³, скорость паровоздушной смеси $v_r = 20$ м/мин, активность угля по бензолу 7 %, насыпная плотность угля $\rho_{нас} = 350$ кг/м³, высота слоя угля в адсорбере $H = 0,8$ м.

Задача 7.7. Определить продолжительность поглощения до проскока τ и потерю времени защитного действия τ_0 для адсорбции паров четыреххлористого углерода слоем активированного угля высотой $H = 0,1$ м. Скорость парогазовой смеси $v_r = 5$ м/мин, диаметр частиц угля $d_{ч} = 2,75$ мм, динамические коэффициенты $B_1 = 14500$ и $B_2 = 52945$.

Задача 7.8. Пользуясь изотермой адсорбции бензола (см. рис. 7.7), определить скорость и высоту слоя активированного угля при непрерывной адсорбции парогазовой смеси с начальной концентрацией $C_n = 0,11$ кг/м³, скоростью прохождения смеси $v_r = 20$ м/мин и коэффициентом массопередачи $\beta_{y,r} = 4$ с⁻¹. Уголь в процессе адсорбции насыщается до 80 % своей статической активности $a_{ст}^*$. Остаточная активность угля после десорбции a_2 составляет 14,5 % от первоначальной статической активности $a_{ст}^*$. Парогазовая смесь должна быть очищена до концентрации не более $C_k = 0,01$ кг/м³.

Задача 7.9. Определить минимальную скорость движения цеолита марки NaA в колонном аппарате при глубокой осушке воздуха при следующих данных: $C_n = 0,01$ кг/м³, $C_k = 2,94 \cdot 10^{-6}$ кг/м³, $d_{ч} = 0,002$ м, $a_0^* = 170$ кг/м³. Скорость газового потока, отнесенная к полному сечению аппарата, $v_r = 0,5$ м/с.

Задача 7.10. Пользуясь изотермой адсорбции смеси паров этилового спирта и диэтилового эфира (см. рис. 7.7, кривая 3), определить продолжительность адсорбции этой смеси слоем угля высотой $H = 1,0$ м. Начальная концентрация смеси $C_n = 0,072$ кг/м³; средняя концентрация на выходе из адсорбера $C_k = 0,0001$ кг/м³; скорость парогазовой смеси, отнесенная к полному сечению адсорбера, $v_r = 12$ м/мин; диаметр частиц угля $d_{ч} = 0,004$ м; насыпная плотность $\rho_{нас} = 500$ кг/м³; температура адсорбции $t = 20$ °С; давление атмосферное.

Глава 8. Конденсаторы парогазовых загрязнителей

Конденсация - это процесс перехода пара в жидкое состояние при его охлаждении. Конденсационную обработку отбросных газов обычно включают в технологический цикл, если процесс сопровождается ощутимыми потерями промежуточных или конечных продуктов. Часто посредством конденсации улавливают и возвращают в технологический процесс пары растворителей, удаляемых с поверхности изделий после нанесения функциональных, защитных и окрашивающих слоев. Иногда конденсацию применяют для извлечения из газового потока ценных (дорогостоящих) или особо опасных веществ.

Степень улавливания (глубина извлечения) загрязнителя зависит от степени охлаждения и сжатия газовых выбросов. Конденсация может быть применена для обработки систем, содержащих пары веществ при температурах, достаточно близких к их точке росы. Этот метод наиболее эффективен в случае углеводородов и других органических соединений, имеющих достаточно высокие температуры кипения при обычных условиях и присутствующих в газовой фазе в относительно высоких концентрациях. Для удаления загрязнителей, имеющих достаточно низкое давление пара при обычных температурах, можно использовать конденсаторы с водяным и воздушным охлаждением.

Начальная точка росы, или температура насыщения, для каждого компонента может быть определена из кривой зависимости температуры от давления пара для данного компонента при известной величине его мольной доли в парах:

$$p \cdot y_A = p_A^{\text{н}}, \quad (8.1)$$

где p – суммарное абсолютное давление газа; y_A – мольная доля компонента A в парах; $p_A^{\text{н}}$ – парциальное давление компонента A в парах.

Компонент A начинает конденсироваться, когда температура газа снижается до температуры, при которой компонент A имеет давление пара $p_A = p_A^{\text{н}}$.

По способу взаимодействия охлаждающей и охлаждаемой среды конденсаторы подразделяют на контактные и поверхностные. В контактных конденсаторах охлаждаемые газы и хладонотенитель смешиваются, а в поверхностных - разделены твердой стенкой.

Если конденсации подвергаются пары нерастворимых в охлаждающем агенте (воде) жидкостей или пар, являющийся неиспользуемым отходом того или иного процесса, охлаждение и конденсацию можно проводить путем непосредственного смешения с охлаждающим агентом (водой). Конденсация смешением осуществляется в – конденсаторах смешения. Различают мокрые и сухие конденсаторы смешения. В мокрых охлаждающий агент, конденсат и неконденсирующиеся газы (воздух) отводят из нижней части аппарата совместно при помощи мокро-воздушного насоса, в сухих охлаждающий агент с конденсатом отводятся из нижней части аппарата, а воздух отсасывается вакуум-насосом из верхней части.

Поверхностные конденсаторы (рис. 8.1) по конструкции сходны с другими типами поверхностных теплообменников - подогревателями, холодильниками, испарителями.

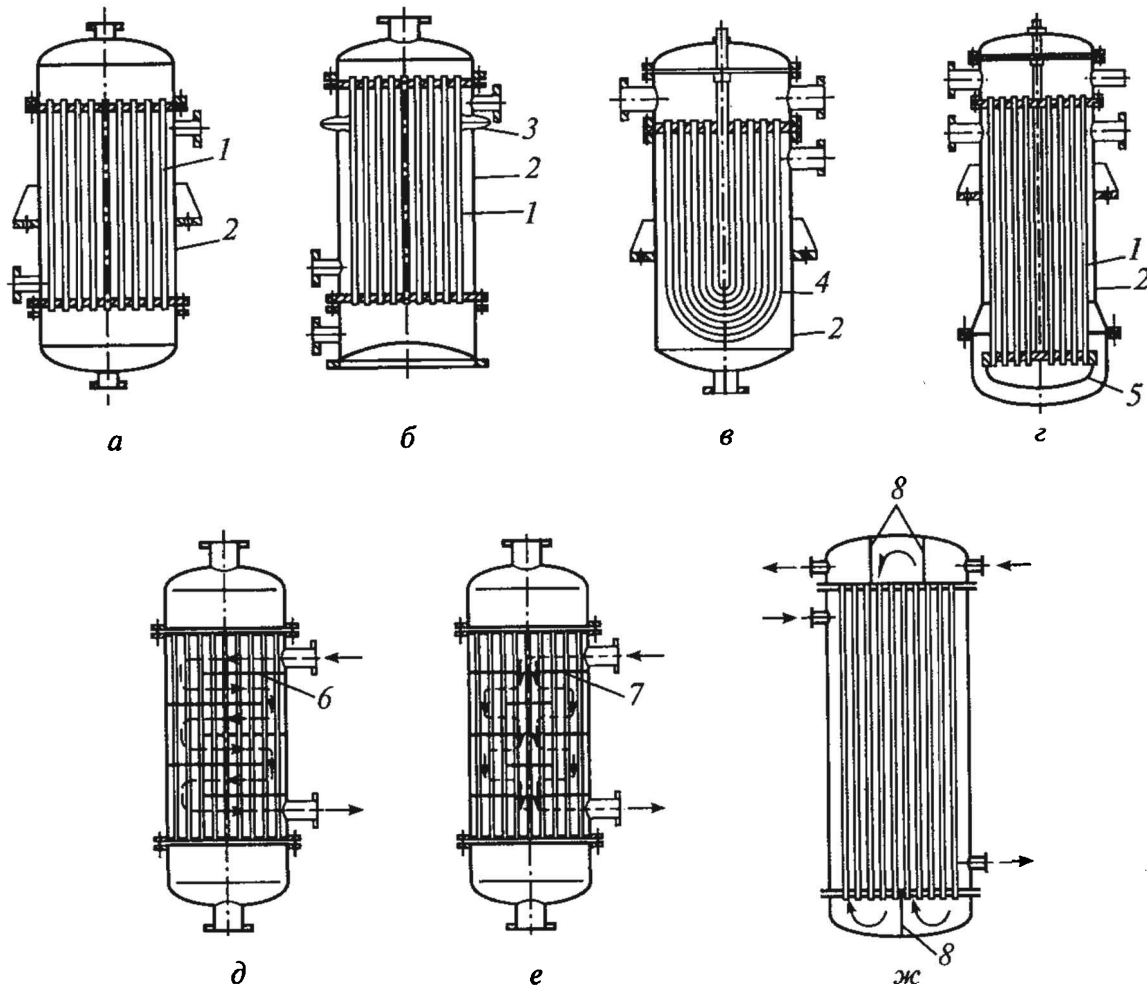


Рис. 8.1. Кожухотрубные теплообменники:

- а* — с жестким креплением труб в трубных решетках; *б* — с линзовым компенсатором на корпусе;
- в* — с U-образными трубами; *г* — с нижней плавающей головкой;
- д* — с концентрическими поперечными перегородками;
- е* — с сегментными поперечными перегородками;
- ж* — с многоходовым движением в трубном пространстве; *1* — труба; *2* — кожух;
- 3* — линзовый компенсатор; *4* — U-образная труба; *5* — плавающая головка;
- 6, 7* — сегментная и концентрическая перегородки; *8* — перегородки в крышке и днище

Расчет конденсаторов. Различают конструктивный и поверочный расчеты конденсаторов. *Конструктивный* расчет определяет геометрические размеры (в первую очередь площадь поверхности теплообмена). *Поверочный* имеет целью определение расходов и температурных режимов теплоносителей для заданного типоразмера теплообменника.

Поверхностные конденсаторы для обработки концентрированных, насыщенных однокомпонентных паров проектируют в соответствии со стандартными инженерными подходами, характерными для процессов теплопередачи, где тепловой поток теплопередачи Q/S_T , выражаемый в Вт/м² есть

$$\frac{Q}{S_T} = K_i \Delta t_{cp}, \quad (8.2)$$

где Q — поток тепла, Дж/с; S_T — площадь поверхности теплопередачи, м²; Δt_{cp} — среднее значение термической движущей силы между конденсирующимся паром и хладагентом, град; K_i — суммарный коэффициент теплопередачи, Вт/(м²град), представляющий собой сложную величину, в которую входят коэффициенты для пленки с той стороны, где проис-

ГЛАВА 8. Конденсаторы парогазовых загрязнителей

ходит конденсация; для пленки со стороны хладагента; теплопроводность разделяющей стенки, а также компоненты, позволяющие учитывать возможные помехи теплопередаче

$$K_t = \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}, \quad (8.3)$$

где α_1 - средний коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара, Вт/(м²·К); δ - толщина теплопроводящей стенки, м; λ - теплопроводность стенки, Вт/(м·К); α_2 - коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к хладагенту (воде), Вт/(м²·К).

Расчет среднего коэффициента теплоотдачи α_1 от конденсирующегося не содержащего газов неподвижного пара (или пара, движущегося со скоростью до 5 м/с) на одиночной горизонтальной трубе или верхнем ряду труб осуществляют по формуле:

$$\alpha_1 = 2,02 \varepsilon_m \left(\frac{\rho_k^2 n L}{G \mu_k} \right)^{1/3}, \quad (8.4)$$

при конденсации на вертикальных трубах:

$$\alpha_1 = 3,78 \lambda_k^3 \left(\frac{\rho_k^2 n d_n}{G \mu_k} \right)^{1/3}, \quad (8.5)$$

где ε_m - коэффициент, зависящий от числа труб в вертикальном ряду

$$\varepsilon_m = m^{-0,25}, \quad (8.6)$$

m - число труб в вертикальном ряду; ρ_k - плотность конденсата, кг/м³; n - общее число труб; L - длина труб, м; G - количество конденсирующегося пара, кг/с; μ_k - динамическая вязкость конденсата, Па·с; λ_k - теплопроводность пленки конденсата, Вт/(м·К).

Расход охлаждающего агента на конденсацию пара в конденсаторе смешения определяют из теплового баланса конденсатора:

$$D H + W c_o t_{o.n} = (D + W) c_{cm} t_{cm}, \quad (8.7)$$

откуда

$$W = \frac{D(H - c_{cm} t_{cm})}{c_{cm} t_{cm} - c_o t_{o.n}}, \quad (8.8)$$

где D - количество конденсирующегося пара, кг/с; H - энтальпия конденсирующегося пара, Дж/кг; W - расход охлаждающего агента, кг/с; c_o - теплоемкость охлаждающего агента, Дж/(кг·К); $t_{o.n}$ - начальная температура охлаждающего агента, °С; c_{cm} - теплоемкость смеси конденсата с охлаждающим агентом, Дж/(кг·К); t_{cm} - температура смеси конденсата с охлаждающим агентом, °С.

В соотношения (8.7) и (8.8) не включены потери тепла в окружающую среду, которые несколько снижают расход охлаждающего агента.

Наличие воздуха в паре резко снижает коэффициент теплоотдачи при конденсации пара и, следовательно, производительность аппарата. Поэтому воздух должен непрерывно отсасываться из конденсатора.

Количество воздуха (кг/с), отсасываемого из конденсатора смешения, составляет

$$G_b = 0,000025(D+W) + 0,01D, \quad (8.9)$$

отсасываемого из поверхностного конденсатора, равно

$$G_b = 0,000025D + 0,01D \approx 0,01D. \quad (8.10)$$

Объем воздуха (в м³/с), отсасываемого из конденсатора, определяется уравнением состояния

$$V_b = \frac{288 G_b (273 + t_b)}{P_b}, \quad (8.11)$$

где 288 Дж/(кг·К) – газовая постоянная для воздуха; t_b – температура отсасываемого из конденсатора воздуха, °С; $P_b = P - P_n$ – парциальное давление отсасываемого воздуха, Па; P – общее давление в конденсаторе, Па; P_n – парциальное давление пара в отсасываемом воздухе (в Па), которое принимается равным давлению насыщенного пара при температуре t_b .

Температура отсасываемого из конденсатора воздуха t_b принимает разные значения в конденсаторах различных типов. Для мокрых конденсаторов смешения ее принимают равной температуре смеси охлаждающего агента с конденсатом на выходе из конденсатора: $t_b = t_{см}$; для поверхностных конденсаторов – равной температуре охлаждающего агента при входе в конденсатор: $t_b = t_{о.н}$.

В общем случае в поверхностный конденсатор поступает перегретый пар. Очень часто охлаждающим агентом является вода.

Энтальпию поступающего перегретого пара можно выразить как

$$H = c_n (t_n - t_{нас}) + r + c_{ж} t_{нас} \quad (8.12)$$

и представить тепловой баланс процесса равенством:

$$DH + W c_o t_{в.н} = D c_{ж} t_{ж} + W c_o t_{в.к} + Q_n, \quad (8.13)$$

где H – энтальпия поступающего пара, Дж/кг; c_n – теплоемкость перегретого пара, Дж/(кг·К); t_n – температура поступающего перегретого пара, °С; $t_{нас}$ – температура насыщения (конденсации) пара, °С; r – теплота конденсации пара (теплота испарения жидкости), Дж/кг; $c_{ж}$ – теплоемкость конденсата, Дж/(кг·К); D – количество поступающего в конденсатор пара, кг/с; W – расход охлаждающего агента (воды), кг/с; c_o – теплоемкость охлаждающего агента (воды), Дж/(кг·К); $t_{в.н}$ – начальная температура охлаждающего агента (воды), °С; $t_{ж}$ – температура конденсата на выходе из аппарата, °С; $t_{в.к}$ – конечная температура охлаждающего агента (воды), °С; Q_n – потери теплоты в окружающую среду, Дж/с.

Из равенства (8.13) определяют расход охлаждающего агента (воды):

$$W = \frac{D(H - c_{ж}t_{ж}) - Q_{п}}{c_{о}(t_{вх} - t_{вн})} \quad (8.14)$$

В общем случае на конденсацию подается перегретый пар смеси загрязнителя с газом. По условиям теплообмена охлаждающая поверхность конденсатора делится на три зоны: охлаждения перегретого пара; конденсации; охлаждения конденсата.

В результате этого площади поверхностей охлаждения приходится находить для каждой зоны в отдельности. Для их определения необходимо вычисление количеств теплоты, передаваемой через поверхность охлаждения в каждой зоне, и промежуточных температур охлаждающего агента $t_{о1}$ и $t_{о2}$.

Количество теплоты, передаваемой через поверхность охлаждения в каждой из зон, находят из следующих равенств:

- для зоны охлаждения перегретого пара

$$Q_{о.п} = Dc_{п}(t_{п} - t_{нас}) = Wc_{в}(t_{в.к} - t_{о2}); \quad (8.15)$$

- для зоны конденсации

$$Q_{к} = Dr = Wc_{в}(t_{о2} - t_{о1}); \quad (8.16)$$

- для зоны охлаждения конденсата

$$Q_{о.к} = Dc_{ж}(t_{нас} - t_{ж}) = Wc_{в}(t_{о1} - t_{вн}). \quad (8.17)$$

Из равенств (8.15) и (8.17) определяют промежуточные температуры охлаждающего агента:

$$t_{о1} = t_{вн} + \frac{Q_{о.к}}{c_{в}W}, \quad (8.18)$$

$$t_{о2} = t_{в.к} - \frac{Q_{о.п}}{c_{в}W}. \quad (8.19)$$

Необходимую площадь поверхности теплопередачи $S_{т}$ конденсатора рассчитывают по основному уравнению теплопередачи:

$$S_{т} = Q / (K_{т}\Delta t_{ср}). \quad (8.20)$$

Для пара, состоящего из двух компонентов, учитывают изменение его температуры по ходу процесса в связи с изменением состава пара; расчет необходимой площади теплообмена конденсатора рекомендуют вести по зонам с помощью диаграммы $t - x - y$.

Коэффициент теплопередачи $K_{т}$, Вт/(м²·К) через плоскую или цилиндрическую стенку рассчитывают по формуле (8.3):

$$K_{т} = \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}.$$

Величину коэффициентов теплоотдачи α_1 и α_2 рассчитывают по одной из следующих формул. При нагревании или охлаждении в прямых трубах или каналах:

$$\text{- при } Re > 10^4 \quad Nu = \alpha d / \lambda = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43}; \quad (8.21.22)$$

$$\text{- при } 10^4 > Re > 2320 \quad Nu = 0,008 Re^{0,9} Pr^{0,43} \quad (8.22.23)$$

где d - внутренний диаметр трубы, м.

При конденсации чистого пара на поверхности нучка горизонтальных труб средний коэффициент теплоотдачи равен

$$\alpha_{cp} = 1,28 \varepsilon_m \sqrt{\frac{\lambda^3 \rho^2 r}{d_n \mu \Delta t}}, \quad (8.23.24)$$

где ε_m - коэффициент, зависящий от числа труб в вертикальном ряду; λ - теплопроводность пленки конденсата, Вт/(мК); ρ - плотность конденсата, кг/м³; r - удельная теплота конденсации, Дж/кг; d_n - наружный диаметр трубы, м; μ - динамическая вязкость конденсата, Па·с; Δt - разность температур насыщения и стенки, °С.

Пример 8.1. В поверхностном конденсаторе сжижается $D = 150$ кг/ч сероуглерода из смеси с воздухом за счет холода воды, нагреваемой от $t_{в.н} = 5$ °С до $t_{в.к} = 40$ °С. Скрытая теплота испарения сероуглерода $r = 356,15$ кДж/кг, температура паров $t_n = 46$ °С. Теплоемкость жидкого сероуглерода $c_k = 1,0$ кДж/(кг·К). Конденсат охлаждается до $t_j = 10$ °С. Определить тепловую нагрузку конденсатора Q и расход охлаждающей воды W .

Решение. Тепловая нагрузка конденсатора равна количеству теплоты, отданной охлаждающей воде при конденсации и последующем охлаждении жидкого сероуглерода:

$$Q = Dr + D(t_n - t_j)c_k = 150 \cdot 356,15 + 150(46 - 10)1,0 = 58\,869,5 \text{ кДж/ч.}$$

По уравнению теплового баланса (8.13) эта теплота расходуется на нагрев охлаждающей воды в конденсаторе

$$Q_k = W(t_{в.к} - t_{в.н})c_b,$$

где $c_b = 4,2$ кДж/(кг·К) - теплоемкость воды.

Отсюда получим расход охлаждающей воды:

$$W = \frac{Q}{(t_{в.к} - t_{в.н})c_b} = 58869,5 / [(40 - 5)4,2] = 400 \text{ кг/ч.}$$

Пример 8.2. В противоточный трубчатый конденсатор поступает $D = 200$ кг/ч аммиака под давлением $P_{абс} = 116,74 \cdot 10^4$ Па при температуре $t_n = 95$ °С. Конденсатор охлаждается водой, поступающей при температуре $t_1 = 15$ °С. Жидкий аммиак выходит из аппарата при температуре конденсации.

Какое количество воды W надо подавать в конденсатор, если наибольшая разность температур аммиака и воды в конденсаторе допускается в $\Delta = 5$ К; какую температуру будет иметь вода на выходе из конденсатора?

Решение. По табл. П.27 приложения находим, что температура конденсации t_x аммиака под давлением $P_{абс} = 116,74 \cdot 10^4$ Па равна 30 °С.

ГЛАВА 8. Конденсаторы парогазовых загрязнителей

Следовательно, входящий в конденсатор аммиак температурой $95\text{ }^{\circ}\text{C}$ находится в состоянии перегретого пара. Для охлаждения его при постоянном давлении $P_{\text{абс}} = 116,74 \cdot 10^4\text{ Па}$ от $95\text{ }^{\circ}\text{C}$ до начала конденсации, т. е. до $t_{\text{к}} = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$, необходимо отнять теплоту:

$$Q_1 = D(H_1 - H_2) = \frac{200 \cdot (1647 \cdot 10^3 - 1467 \cdot 10^3)}{3600} = 10000\text{ Вт},$$

где $H_1 - H_2 = (1647 \cdot 10^3 - 1467 \cdot 10^3)\text{ Дж/кг}$ – разность удельных энтальпий паров аммиака при давлении $P_{\text{абс}} = 116,74 \cdot 10^4\text{ Па}$ и температурах 95 и $30\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Для конденсации пара аммиака в жидкость необходимо отнять теплоту:

$$Q_2 = D(H_2 - H_{\text{ж}}) = \frac{200 \cdot (1467 \cdot 10^3 - 323 \cdot 10^3)}{3600} = 63600\text{ Вт},$$

где $H_{\text{ж}} = 323 \cdot 10^3\text{ Дж/кг}$ – удельная энтальпия жидкого аммиака при $P_{\text{абс}} = 116,74 \cdot 10^4\text{ Па}$ и $t = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Таким образом, водой должно быть отнято теплоты:

$$Q = Q_1 + Q_2 = 10000 + 63600 = 73\,600\text{ Вт}.$$

Изменение температуры аммиака в конденсаторе в зависимости от количества отданной им теплоты изображено на рис. 8.2.

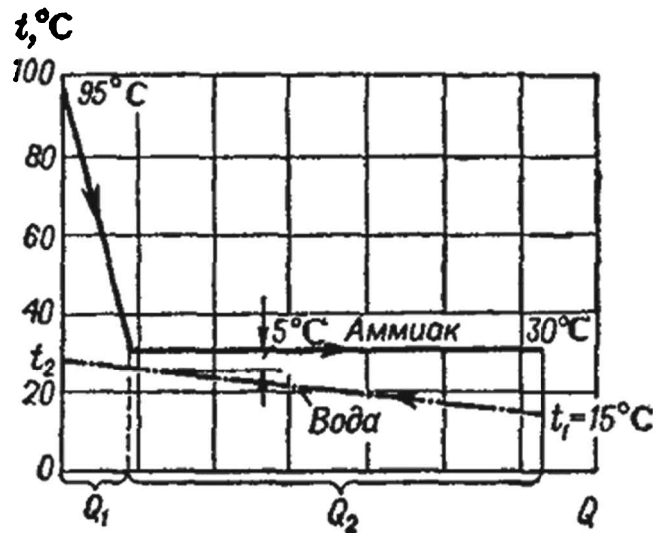


Рис. 8.2. Изменение температуры аммиака в конденсаторе в зависимости от количества отданной им теплоты (к примеру 8.2)

Исходя из условия, что разность температур аммиака и воды в любом сечении конденсатора не должна быть меньше $\Delta = 5\text{ }^{\circ}\text{C} = 5\text{ К}$, принимаем температуру воды в том сечении конденсатора, где начинается конденсация аммиака и имеется наименьшая разность температур, равной $\Delta t = 30 - 5 = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$. Удельная теплоемкость воды при $0 \dots 100\text{ }^{\circ}\text{C}$ равна $c_{\text{в}} = 4,19 \cdot 10^3\text{ Дж/(кг}\cdot\text{K)}$. Тогда необходимый расход воды может быть найден из части уравнения теплового баланса (8.13):

$$63600 = W \cdot 4,19 \cdot 10^3 (25 - 15),$$

откуда $W = 1,515 \text{ кг/с}$.

Температуру воды на выходе из конденсатора t_2 определяем из уравнения баланса теплоты (8.13):

$$73600 = 1,515 \cdot 4,19 \cdot 10^3 (t_2 - 15),$$

откуда

$$t_2 = \frac{Q}{W c_B} + T_1 = \frac{73600}{1,515 \cdot 4,19 \cdot 10^3} + (273 + 15) = 299,6 \text{ К } (26,6 \text{ } ^\circ\text{C}).$$

Пример 8.3. В теплообменнике типа «труба в трубе» (рис. 8.3) конденсируется $D = 3000 \text{ кг/ч}$ насыщенных паров сероуглерода при $t_{\text{нас}} = 46 \text{ } ^\circ\text{C}$.

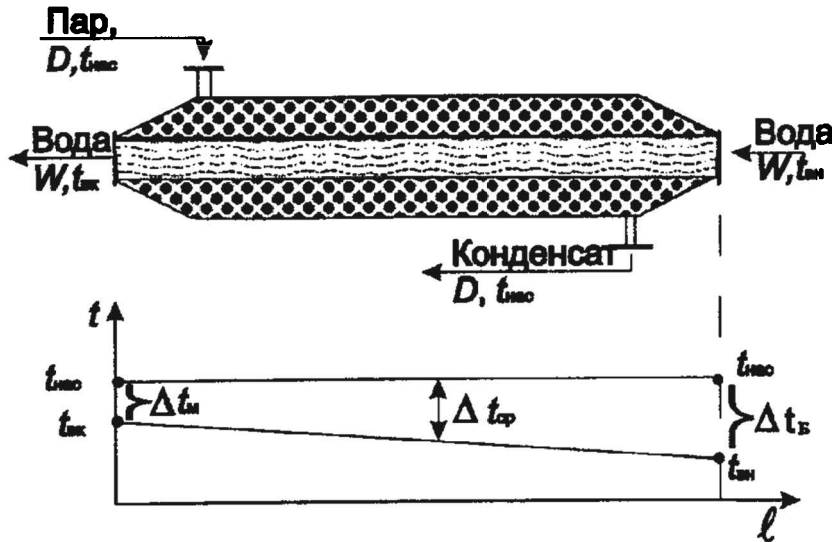


Рис. 8.3. Принципиальная схема теплообменника типа «труба в трубе»

По внутренней трубе идет охлаждающая вода, $t_{\text{в.н}} = 10 \text{ } ^\circ\text{C}$, $t_{\text{в.к}} = 40 \text{ } ^\circ\text{C}$. Теплота парообразования сероуглерода $r = 340 \text{ кДж/кг}$. Конденсат пара сероуглерода выходит из аппарата с $t_{\text{нас}} = 46 \text{ } ^\circ\text{C}$. Коэффициент теплопередачи $K = 2000 \text{ Вт/(м}^2\text{К)}$.

Определить тепловую нагрузку теплообменника, расход охлаждающей воды и площадь теплообмена (без учета тепловых потерь в окружающую среду).

Решение. Определяем тепловую нагрузку теплообменника по сероуглероду

$$Q = r D = 340 \cdot 3000 = 1\,020\,000 \text{ кДж/ч.}$$

Расход охлаждающей воды можно определить по уравнению теплового баланса (8.13):

$$Q = W c_B (t_{\text{в.к}} - t_{\text{в.н}}),$$

откуда

$$W = \frac{Q}{c_B (t_{\text{в.к}} - t_{\text{в.н}})} = \frac{1,02 \cdot 10^6}{4,19 \cdot (40 - 10)} = 8115 \text{ кг/ч.}$$

где $c_B = 4,19 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$ - теплоемкость воды.

Рассчитываем среднюю движущую силу процесса передачи теплоты от паров сероуглерода к охлаждающей воде (рис. 8.3):

$$\Delta t_0 = t_{\text{нас}} - t_{\text{в.н}} = 46 - 10 = 36 \text{ } ^\circ\text{C},$$

$$\Delta t_M = t_{\text{нас}} - t_{\text{в.к}} = 46 - 40 = 6 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

ГЛАВА 8. Конденсаторы парогазовых загрязнителей

Поскольку $\Delta t_6 / \Delta t_m = 36 / 6 = 6 > 2$, среднюю разность температур определяем аналогично средней движущей силе (6.24):

$$\Delta t_{cp} = (\Delta t_6 - \Delta t_m) / \ln(\Delta t_6 / \Delta t_m) = (36 - 6) / \ln(36 / 6) = 16,8 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Площадь поверхности теплообмена определяем по формуле (8.20):

$$S = 1,02 \cdot 10^6 / (2 \cdot 3600 \cdot 16,8) = 8,43 \text{ м}^2.$$

Пример 8.4. Определить площадь поверхности конденсатора для конденсации паров аммиака под абсолютным давлением $p_{абс} = 12,02 \cdot 10^5$ Па. Количество паров $D = 250$ кг/ч. Пары поступают перегретыми с температурой $T_1 = 100$ °С. Теплота испарения аммиака $r = 1145 \cdot 10^3$ Дж/кг. Удельная теплоемкость жидкого аммиака $c_ж = 4770$ Дж/(кг·К). Конденсат охлаждается до $T_2 = 25$ °С. Температура охлаждающей воды $t_1 = 20$ °С.

При температуре насыщения энтальпия перегретого и насыщенного пара приведена в табл. 8.1.

Т а б л и ц а 8.1

Энтальпия перегретого и насыщенного пара аммиака	
Температура насыщения T_n	30 °С
Энтальпия насыщенного пара H_n	$1470 \cdot 10^3$ Дж/кг
Энтальпия поступающих перегретых паров H_1	$1665 \cdot 10^3$ Дж/кг

Коэффициенты теплопередачи по зонам конденсатора даны в табл. 8.2.

Т а б л и ц а 8.2

Коэффициенты теплопередачи по зонам конденсатора

$k_{пер}$	116 Вт/(м ² ·К)
$k_{конд}$	696 Вт/(м ² ·К)
$k_{охл}$	232 Вт/(м ² ·К)

Решение. Определяем по формулам (8.15), (8.16) и (8.17) тепловые нагрузки по зонам:

$$Q_{пер} = D(H_1 - H_n) = \frac{250}{3600} \cdot (1665 - 1470) \cdot 10^3 = 13600;$$

$$Q_{конд} = Dr = \frac{250}{3600} \cdot 1145 \cdot 10^3 = 79500;$$

$$Q_{охл} = Dc_ж(T_n - T_2) = \frac{250}{3600} \cdot 4770(30 - 25) = 1660.$$

Общая тепловая нагрузка, Вт:

$$Q = Q_{пер} + Q_{конд} + Q_{охл} = 13600 + 79500 + 1660 \cong 94800.$$

Принимая конечную температуру воды $t_2 = 27$ °С, находим по формуле (8.13) ее расход при удельной теплоемкости $c = 4190$ Дж/(кг·К):

$$W = \frac{Q}{c_b(t_2 - t_1)} = \frac{94800}{4190 \cdot (27 - 20)} = 3,24 \text{ кг / с}.$$

В случае противотока температуры воды при переходе из зоны охлаждения конденсата в зону конденсации t_x и из зоны конденсации в зону охлаждения перегретого пара t_x определяем по уравнениям (8.17) и (8.15):

$$Q_{\text{охл}} = W c_{\text{в}} (t_x - t_1); \quad 1660 = 3,24 \cdot 4190 (t_x - 20);$$

$$Q_{\text{пер}} = W c_{\text{в}} (t_2 - t_y); \quad 13600 = 3,24 \cdot 4190 (27 - t_y),$$

откуда $t_x = 20,1$ °С и $t_y = 26$ °С.

Температурные напоры по зонам рассчитываем по аналогии с уравнением (6.24):

- в зоне охлаждения перегретого пара:

$$\begin{array}{r} 100 \rightarrow 30 \\ 27 \leftarrow 26 \\ \hline 73 \quad 4 \end{array} \Delta t_{\text{пер}} = \frac{73 - 4}{2,3 \cdot \lg \frac{73}{4}} = 23,8 \text{ °С};$$

- в зоне конденсации:

$$\begin{array}{r} 30 \rightarrow 30 \\ 26 \leftarrow 20,1 \\ \hline 4 \quad 9,9 \end{array} \Delta t_{\text{конд}} = \frac{9,9 - 4}{2,3 \cdot \lg \frac{9,9}{4}} = 6,5 \text{ °С};$$

- в зоне охлаждения конденсата:

$$\begin{array}{r} 30 \rightarrow 25 \\ 20,1 \leftarrow 20 \\ \hline 9,9 \quad 5 \end{array} \Delta t_{\text{конд}} = \frac{9,9 - 5}{2,3 \cdot \lg \frac{9,9}{5}} = 7,15 \text{ °С}.$$

Находим по уравнению (8.20) площади теплообмена по зонам, м²:

$$S_{\text{пер}} = 13600 / (116 \cdot 23,8) = 4,95;$$

$$S_{\text{конд}} = 79500 / (696 \cdot 6,5) = 17,6;$$

$$S_{\text{охл}} = 1660 / (232 \cdot 7,15) = 0,98.$$

Общая площадь, м²:

$$S_{\text{т}} = S_{\text{пер}} + S_{\text{конд}} + S_{\text{охл}} = 4,95 + 17,6 + 0,98 \cong 23,6.$$

При расчете предполагалось, что температура стенки в зоне охлаждения перегретого пара выше температуры насыщения.

Пример 8.5. Определить необходимую площадь поверхности теплопередачи горизонтального кожухотрубного конденсатора, в который поступает $D = 1500$ кг/ч водно-спиртового пара концентрацией $y_1 = 40$ % мас. и температурой $t_{\text{п}} = 94,3$ °С и конденсируется 80 % (D_1); остальные 20 % пара (D_2) конденсируются в дополнительном конденсаторе, последовательно подключенном к основному. Пар в конденсаторе движется сверху вниз со скоростью $w = 0,5$ м/с. Содержание CO_2 в паре по условно принятым двум зонам составляет:

ГЛАВА 8. Конденсаторы парогазовых загрязнителей

2% масс. в I-й (верхней) зоне и 3,5% масс. во II-й (нижней) зоне. Температура воды, поступающей в конденсатор, $t_{в.н} = 20\text{ }^\circ\text{C}$ и уходящей из него $t_{в.к} = 70\text{ }^\circ\text{C}$. Трубы в конденсаторе медные размером $32 \times 2\text{ мм}$ ($d = 28\text{ мм}$), число труб в одном ходу $n = 12$, число труб в вертикальном ряду $m = 14$. Тепловые потери равны $Q_{п} = 2\text{ \%}$.

Решение. На диаграмме $t-x-y$ (рис. 8.4) для системы $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} - \text{H}_2\text{O}$ при атмосферном давлении точка b соответствует процессу конденсации, который изображается вертикалью $b-b_2$; точка b_2 соответствует соотношению отрезков $b_2c_2/a_2c_2 = 0,8$, т. е. 80% сконденсировавшегося пара.

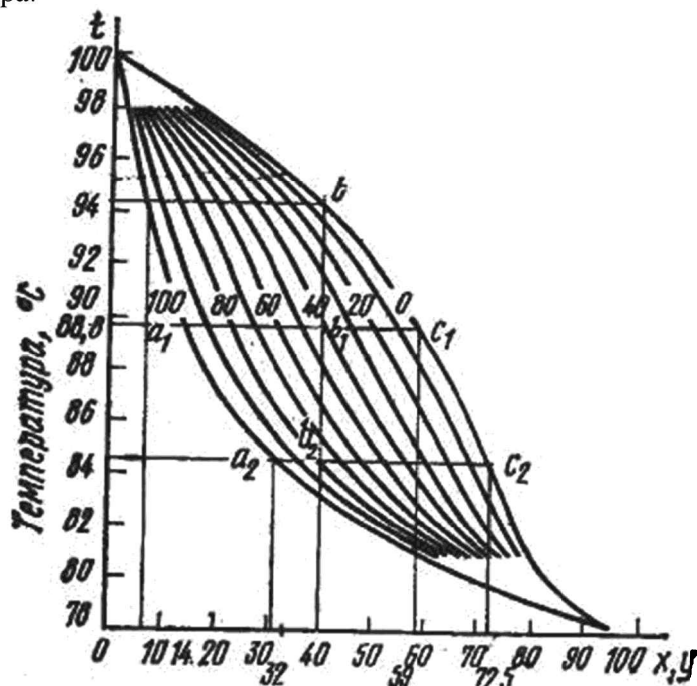


Рис. 8.4. Диаграмма $t-x-y$ для водно-спиртовой смеси (к примеру 8.5)

По диаграмме находим, что в образовавшемся при этом конденсате содержится $x = 32\%$ масс. спирта, а в оставшемся несконденсированном паре $y = 72,5\%$ масс. Таким образом, из поступивших в конденсатор $D = 1500\text{ кг/ч} = 0,417\text{ кг/с}$ пара конденсируется $D_1 = (0,417 \cdot 0,8) = 0,334\text{ кг/с}$ и уходит несконденсированных паров $D_2 = (0,417 - 0,334) = 0,083\text{ кг/с}$.

В табл. 8.3 приведены характеристики процесса по зонам конденсатора.

Т а б л и ц а 8.3

Характеристики процесса по зонам конденсатора

Параметры	Зона	
	I	II
Пределы изменения температуры конденсации, $^\circ\text{C}$	94,3... 89,7	89,7... 84,3
Средняя температура конденсации, $^\circ\text{C}$	92	87
Изменение состава конденсата в зоне, % масс.	7... 14	14... 32
Средняя концентрация конденсата, % масс.	10,5	23
Изменение состава пара в зоне, % масс.	40... 59	59... 72,5
Средняя концентрация пара в зоне, % масс.	49,5	64,75
Удельная теплота конденсации пара r , кДж/кг	1554	1350

По соотношению отрезков на диаграмме $t-x-y$ найдем количество сконденсировавшегося пара по зонам, кг/с:

$$G_1 = 0,417 \cdot b_1c_1 / (a_2c_2) = 0,417 \cdot 10 / 27 = 0,154;$$

$$G_2 + G_1 = 0,417 b_2 c_2 / (a_2 c_2) = 0,417 \cdot 19,2 / 24 = 0,334,$$

откуда $G_2 = 0,334 - 0,154 = 0,18$ кг/с.

Тепловые нагрузки (Вт) по зонам конденсатора по уравнению теплового баланса (8.16) составят

$$Q_1 = G_1 r_1 \cdot 0,98 = 0,154 \cdot 1554 \cdot 10^3 \cdot 0,98 = 234\,530;$$

$$Q_2 = G_2 r_2 \cdot 0,98 = 0,18 \cdot 1350 \cdot 10^3 \cdot 0,98 = 238\,140.$$

Общая тепловая нагрузка на конденсатор, Вт:

$$Q = Q_1 + Q_2 = 234\,530 + 238\,140 = 472\,670.$$

Расход воды на конденсатор рассчитываем по формуле (8.17):

$$W = Q / [c_v (t_{в.к} - t_{в.н})] = 472\,670 / [4199(70 - 20)] = 2,25 \text{ кг/с} = 0,0023 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Скорость воды в трубах конденсатора составит

$$v = W / (0,785 d_b^2 n) = 0,0023 / (0,785 \cdot 0,028^2 \cdot 12) = 0,31 \text{ м/с}.$$

Из теплового баланса для II-й зоны найдем температуру воды, приходящей в I-ю зону:

$$t_{в1} = (Q_2 / (W c_v + t_{вн})) = 238\,140 / (2,25 \cdot 4199) + 20 = 45,2 \text{ }^\circ\text{C}.$$

При средней температуре воды в I-й зоне $t_v = 0,5(70 + 45,2) = 57,6 \text{ }^\circ\text{C}$:

$$\rho_v = 980 \text{ кг/м}^3; \lambda_v = 0,65 \text{ Вт/(мК)}; \mu_v = 0,48 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с} \text{ и } Pr = 3,1.$$

Рассчитаем число Рейнольдса по воде:

$Re = v d \rho_v / \mu_v = 0,31 \cdot 0,028 \cdot 980 / (0,48 \cdot 10^{-3}) = 17722 > 10000$ (режим движения турбулентный).

Коэффициент теплоотдачи α_2 , Вт/(м²К), от стенки воды к трубе в I-й зоне определим по формуле (8.22):

$$Nu = \alpha_2 d / \lambda_v = 0,021 \cdot 17722^{0,8} \cdot 3,1^{0,43} = 85,75,$$

откуда

$$\alpha_2 = Nu \lambda / d = 85,75 \cdot 0,65 / 0,028 = 1990 \text{ Вт/(м}^2\text{К)}.$$

Учитывая возможное ухудшение теплоотдачи за счет отложения солей воды на внутренней поверхности труб, примем

$$\alpha_2 = 1990 \cdot 0,7 = 1393 \text{ Вт/(м}^2\text{К)}.$$

Среднюю величину коэффициента теплоотдачи α_1 (Вт/(м²К) для I-й зоны с числом труб в вертикальном ряду $m_1 = 7$ и их коридорном расположении найдем по формуле (8.24) с учетом стекания пленки конденсата на нижележащие трубы и наличия CO₂ в паре. Незначительным влиянием скорости пара на теплоотдачу в расчете пренебрегаем.

При средней концентрации пара (конденсирующегося в I-й зоне), равной 49,5% и $t_{нас} = 92 \text{ }^\circ\text{C}$ $r_1 = 1554 \cdot 10^3$ Дж/кг.

При средней концентрации конденсата $x_1 = 10,5\%$ масс. и температуре пленки конденсата $t_{пл} = 85 \text{ }^\circ\text{C}$, $\rho = 940 \text{ кг/м}^3$, $\lambda = 0,63 \text{ Вт/(мК)}$, $\mu = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ и $\Delta t = t_{нас} - t_{ст} = 92 - 78 = 14 \text{ }^\circ\text{C}$

ГЛАВА 8. Конденсаторы парогазовых загрязнителей

средний коэффициент теплоотдачи α_1 в I-й зоне при $\epsilon_m = 0,62$ согласно формуле (8.24) составит

$$\alpha_1 = 1,28 \cdot 0,62^4 \sqrt{\frac{0,63^3 \cdot 940^2 \cdot 1554 \cdot 10^3}{0,032 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 14}} = 4962 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

С учетом содержащегося в паре CO_2 в количестве 2% согласно рис. 8.5 $\epsilon = 0,76$, тогда для I-й зоны

$$\alpha_1 = 4962 \cdot 0,76 = 3770 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплопередачи для I-й зоны равен

$$K_1 = \alpha_1 \alpha_2 / (\alpha_1 + \alpha_2) = 3770 \cdot 1393 / (3770 + 1393) = 1017 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Полезную разность температур ($^{\circ}\text{C}$) в I-й зоне найдем по схеме:

$$\begin{aligned} 94,3 &\xrightarrow{\text{пар}} 89,7; \\ 70 &\xrightarrow{\text{вода}} 45,2; \end{aligned}$$

$$\Delta t_m = 24,3 \text{ }^{\circ}\text{C}, \quad \Delta t_6 = 44,5 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Поскольку

$$\Delta t_6 / \Delta t_m = 44,5 / 24,3 = 1,83 < 2,$$

среднюю разность температур вычисляем как среднеарифметическую величину

$$\Delta t_{cp} = 0,5(44,5 + 24,3) = 34,4 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

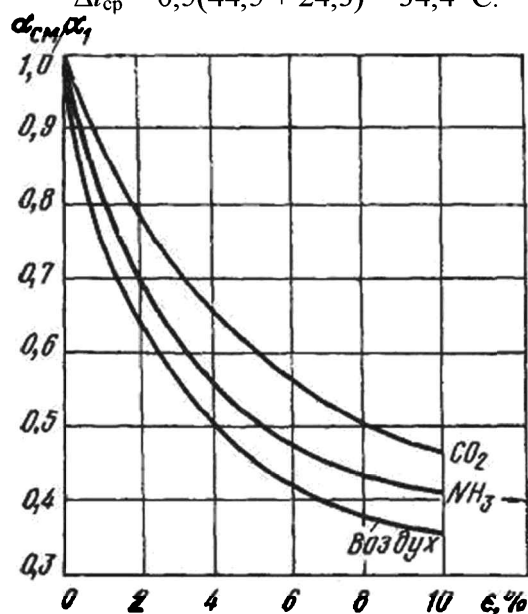


Рис. 8.5. Зависимость $\alpha_{ср}/\alpha_1$ от содержания CO_2 (1), NH_3 (2) и воздуха (3) в паре

Необходимая площадь поверхности теплопередачи для I-й зоны из формулы (8.20) равна

$$S_1 = 234530 / (1017 \cdot 34,4) = 6,7 \text{ м}^2.$$

Аналогично рассчитывают значения α_1 , α_2 , K , Δt_{cp} и S для II-й зоны; результаты этих расчетов приведены в табл. 8.4.

Т а б л и ц а 8.4

Результаты расчета примера 8.5

Показатели	Зоны	
	I	II
Коэффициент теплоотдачи α_1 , Вт/(м ² ·К)	3770	2129
Коэффициент теплоотдачи α_2 , Вт/(м ² ·К)	1393	1300
Коэффициент теплопередачи K_t , Вт/(м ² ·К)	1017	807
Полезная разность температур Δt_{cp} , °С	34,4	54
Площадь поверхности теплопередачи, S_T , м ²	6,7	5,46

Общая площадь поверхности теплопередачи конденсатора:

$$S_T = S_1 + S_2 = 6,7 + 5,46 \cong 12,2 \text{ м}^2.$$

Учитывая возможное форсирование работы, увеличиваем рассчитанную площадь поверхности теплопередачи на 20 %, тогда

$$S_T = 12,2 \cdot 1,2 = 14,6 \text{ м}^2.$$

Контрольные задачи

Задача 8.1. Определить тепловые нагрузки на зону конденсации насыщенного пара аммиака и зону охлаждения конденсата в кожухотрубном конденсаторе, если в него поступает $D = 0,5$ кг/с пара аммиака под давлением $p = 15,55 \cdot 10^5$ Па. Удельная теплоемкость жидкого аммиака $c_{ж} = 4770$ Дж/(кг·К). Конденсат охлаждается до $t_{ж} = 20$ °С.

Задача 8.2. Определить расход охлаждающей воды W в конденсаторе при конденсации паров диэтилового эфира при температуре насыщения $t_{нас} = 34$ °С. Массовый расход паров растворителя $D = 0,23$ кг/с. Удельная теплота парообразования диэтилового эфира $r = 352$ кДж/кг. Температура охлаждающей воды на входе в конденсатор $t_1 = 20$ °С, на выходе из него $t_2 = 30$ °С. Конденсат уходит из конденсатора при температуре насыщения.

Задача 8.3. Определить необходимую площадь поверхности теплопередачи S_T кожухотрубного конденсатора для насыщенного пара аммиака в количестве $D = 2$ кг/с при $t_{нас} = 45$ °С. Начальная температура охлаждающей воды $t_{в.н} = 15$ °С, конечная $t_{в.к} = 35$ °С. Коэффициент теплопередачи $K_t = 900$ Вт/(м²·К). Тепловые потери составляют $Q_{н} = 5$ %.

Задача 8.4. Определить тепловые нагрузки на зону конденсации $Q_{конд}$ насыщенного пара сероуглерода, если в конденсатор поступает $D = 1200$ кг/ч пара при температуре насыщения $t_{нас} = 40$ °С. Конденсат уходит из конденсатора при температуре насыщения. Теплота фазового перехода при конденсации сероуглерода $r = 340$ кДж/кг. Коэффициент теплопередачи $K_t = 1500$ Вт/(м²·К).

Глава 9. Установки термохимического обезвреживания газовых выбросов

Химические реакции между ингредиентами газовых выбросов, которые в обычных условиях практически незаметны, значительно ускоряются с повышением температуры. Система, содержащая токсичные вещества, может быть обезврежена посредством термообработки, если реакции, происходящие в ней, приведут к образованию менее токсичных компонентов.

Термоокисление газообразных загрязнителей может происходить в газовой фазе (в объеме) или на границе раздела фаз (на поверхности). Газофазный процесс осуществляют непосредственной огневой обработкой (сжиганием в пламени) газовых выбросов при температурах, превышающих температуру воспламенения горючих компонентов выбросов. Для организации процесса окисления на границе раздела фаз используют катализаторы: конденсированные вещества, способные за счет активности поверхностных частиц ускорять процесс окисления того или иного загрязнителя при температурах ниже температуры воспламенения.

9.1. Установки каталитической очистки

Для очистки газов и вентиляционного воздуха от оксидов углерода, азота, паров летучих растворителей (например, бензол, толуол, ксилол, спирты, уайт-спирит, бензин, простые и сложные эфиры, ацетон) применяют каталитические и термокаталитические методы газоочистки.

В большинстве случаев катализатор – это металлы или их соединения (платина Pt и металла платинового ряда: рутений (Ru), родий (Rh), палладий (Pd), осмий (Os), иридий (Ir); переходные металлы и их соединения: например, оксид меди, диоксид марганца, а также промотированные катализаторы, в состав которых, кроме соединений переходных металлов, вводятся в небольшом количестве $<0,1\%$ благородные металлы). Для осуществления каталитического процесса необходимы незначительные количества катализатора, расположенного таким образом, чтобы обеспечить максимальную поверхность контакта с газовым потоком. Катализаторы обычно выполняют в форме шаров, колец, проволоки, свитой в спираль.

В промышленности применяют метод каталитического сжигания токсичных органических веществ, находящихся в газовых отходах. В этом случае процесс протекает при $200...300\text{ }^{\circ}\text{C}$, что значительно меньше температуры обезвреживания при прямом сжигании в печах. Схема установки каталитического сжигания газовых выбросов, содержащих пары органических веществ, приведена на рис. 9.1.

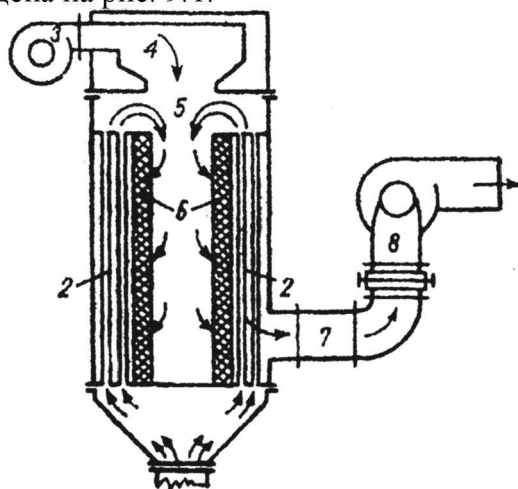


Рис. 9.1. Схема установки каталитического сжигания газовых отходов:
1 – распределитель; 2 – теплообменник; 3 – вентилятор; 4 – камера сгорания; 5 – камера смешения;
6 – катализатор; 7 – газоход; 8 – регулировочный шибер

Объем катализаторной массы определяется исходя из максимальной скорости обезвреживания газа, которая, в свою очередь, зависит от природы и концентрации вредных веществ в отводящем газе, температуры и давления каталитического процесса и активности катализатора.

Расчеты каталитических процессов и реакторов основаны на общих уравнениях кинетики. Для расчета реакторов используют их идеализированные модели. Обычно выделяют три типа идеальных реакторов: периодический полного смешения; проточный идеального вытеснения; проточный полного смешения.

При известной удельной поверхности частиц катализатора S_0 ($\text{м}^2/\text{м}^3$) кинетическое уравнение для проточных реакторов вытеснения имеет вид

$$u = \frac{dG}{d\tau} = kV_{\text{кат}}s_0\Delta, \quad (9.1)$$

где u - скорость каталитического процесса, кг/с (кмоль/с); G - количество удаляемого компонента, кг (кмоль); τ - время, с (ч); k - общая константа скорости процесса; $V_{\text{кат}}$ - объем катализатора, м^3 ; Δ - движущая сила процесса.

Кинетические расчеты в совокупности с материальными и тепловыми балансами позволяют определить основные размеры каталитического реактора.

Скорость массопередачи компонента, который находится в реакционной смеси, определяют уравнением

$$G = \beta S_m \Delta C, \quad (9.2)$$

где G - количество удаляемого компонента, кг/с (кмоль/ч); β - коэффициент массоотдачи, м/с (м/ч); S_m - поверхность массопередачи, м^2 ; ΔC - средняя логарифмическая разность концентраций удаляемого компонента в газовом потоке C_n и у поверхности частиц катализатора в начале и в конце слоя катализатора C_k , $\text{кг}/\text{м}^3$ (кмоль/м³):

$$\Delta C = \frac{C_n - C_k}{\ln C_n / C_k} \quad (9.3)$$

В табл. 9.1 приведены значения температуры окисления различных веществ на катализаторах.

Т а б л и ц а 9.1

Температуры окисления различных веществ

Вещество	Температура начала реакции	Вещество	Температура начала реакции
Альдегиды	173...234	Оксид углерода	316...343
Амины	250...346	Пропан	293...332
Ацетилен	207...241	Растворители	260...400
Бензин	261...298	Смолы	260...400
Бензол	277	Тринитротолуол	215...250
Ксилол	200...240	Толуол	200...250
Лаки	316...371	Фенол	216...427
Нитротолуол	265...297	Этанол	261...293

Объем катализаторной массы определяется исходя из максимальной скорости обезвреживания газа, которая, в свою очередь, зависит от природы и концентрации вредных веществ в отводящем газе, температуры и давления каталитического процесса и активности катализа-

тора. Скорость обезвреживания принимается от 2000 до 60000 объемов газа на объем катализаторной массы в час.

Необходимый объем катализатора составляет

$$V_{\text{кат}} = S / s_0, \quad (9.4)$$

где $V_{\text{кат}}$ – объем катализатора, м^3 ; S – площадь поверхности частиц катализатора, м^2 ; s_0 – площадь поверхности частиц в единице объема катализатора (удельная площадь поверхности), $\text{м}^2/\text{м}^3$.

С учетом формул (9.2) и (9.3) после преобразований получим

$$V_{\text{кат}} = \frac{G \ln(C_{\text{н}} / C_{\text{к}})}{\beta(C_{\text{н}} - C_{\text{к}})s_0}. \quad (9.5)$$

Коэффициент массоотдачи $\beta = \text{Nu}_d D / d_s$ определяют в зависимости от режима течения газа по следующим формулам:

- при $\text{Re} = 0,01 \dots 2$

$$\text{Nu}_d = 0,515 \text{Re}^{0,25} \text{Pr}^{0,33}; \quad (9.6)$$

- при $\text{Re} = 2 \dots 30$

$$\text{Nu}_d = 0,725 \text{Re}^{0,47} \text{Pr}^{0,33}; \quad (9.7)$$

- при $\text{Re} = 30 \dots 8000$

$$\text{Nu}_d = 0,395 \text{Re}^{0,64} \text{Pr}^{0,33}, \quad (9.8)$$

где Nu_d – диффузионный критерий Нуссельта, $\text{Nu}_d = \beta d_s / D_y$; Re – критерий Рейнольдса, $\text{Re} = v_r d_s / \nu_r$; Pr – диффузионный критерий Прандтля, $\text{Pr} = \nu_r / D_y$; D_y – коэффициент диффузии улавливаемого газового компонента в воздухе при рабочих условиях,

$D_y = D_{y0} \left(\frac{T}{273} \right)^{1,5} \frac{p_0}{p}$, $\text{м}^2/\text{с}$; $p_0 = 9,8 \cdot 10^4$ Па; p – давление газовой смеси, Па; D_{y0} – коэффициент диффузии улавливаемого газового компонента в воздухе при нормальных условиях, $\text{м}^2/\text{с}$; ν_r – скорость газа при рабочих условиях, $\nu_r = \frac{v_0}{\epsilon_0} \cdot \frac{T}{273} \frac{p_0}{p}$, $\text{м}/\text{с}$; v_0 – линейная скорость

газа при нормальных условиях, отнесенная к полной фильтрующей поверхности (на практике v_0 обычно принимают равной $0,5 \dots 1$ $\text{м}/\text{с}$); ϵ_0 – пористость неподвижного слоя частиц катализатора; $d_s = 4\epsilon_0 / s_0$ – эквивалентный диаметр частицы катализатора, м ; ν_r – кинематическая вязкость газа при рабочих условиях, $\text{м}^2/\text{с}$; T – температура в реакционной зоне, К .

По этим данным можно вычислить значение объемной скорости $Q_{\text{об}}$, при которой осуществляется каталитическая очистка газа. Если расчеты выполнены для очистки определенного количества газа в час, то делением объема этого газа Q_r , приведенного к нормальным условиям, на необходимый объем катализатора $V_{\text{кат}}$, определяют максимальную объемную скорость. Для обеспечения длительности работы катализатора рассчитанное значение объемной скорости целесообразно уменьшить в $1,5 \dots 2$ раза.

Удельная площадь поверхности частиц катализатора равна

$$s_0 = \frac{S_{\text{ч}}}{V_{\text{ч}}} = \frac{6(1-\epsilon)}{\Phi d_{\text{ч}}}, \quad (9.9)$$

где $d_{\text{ч}}$ – диаметр частиц катализатора (для частиц сферической формы и цилиндра с высотой, равной диаметру), м; Φ – коэффициент формы частиц катализатора, учитывающий неравнодоступность всей поверхности зерна обдуваемому потоку, например, для катализаторов в форме цилиндрических частиц длиной $l_{\text{ч}}$ и диаметром $d_{\text{ч}}$:

$$\Phi = \frac{3d_{\text{ч}}l_{\text{ч}}}{2\left(l_{\text{ч}} + \frac{d_{\text{ч}}}{2}\right)\left(\frac{3}{2}d_{\text{ч}}^2l_{\text{ч}}\right)^{1/3}} \quad (9.10)$$

Необходимую теоретическую толщину неподвижного слоя катализатора H_0 для достижения заданной степени очистки η определяют по формуле:

$$H_0 = \frac{N_0 v_{\text{г}}}{s_0 \beta}, \quad (9.11)$$

где N_0 – число единиц переноса:

$$N_0 = \ln \frac{1}{1-\eta}, \quad (9.12)$$

где η – требуемая степень превращения (эффективность очистки газа).

Гидравлическое сопротивление слоя насыпного катализатора при ламинарном движении газа через зернистый неподвижный слой катализатора определяют по уравнению

$$\Delta p = \zeta \frac{3(1-\varepsilon_0)}{2\varepsilon_0^3 \Phi} \cdot \frac{H_0}{d_{\text{ч}}} \cdot \frac{\rho_{\text{г}} v_0^2}{2} \quad (9.13)$$

или

$$\frac{\Delta p}{H_0} = 150 \cdot \frac{(1-\varepsilon_0)^2 \mu_{\text{г}}}{\Phi^2 \varepsilon_0^3 d_{\text{ч}}^2} \cdot v_0, \quad (9.14)$$

где ζ – коэффициент сопротивления; ε_0 – пористость неподвижного слоя; H_0 – высота неподвижного слоя катализатора, м; s_0 – удельная внешняя поверхность зерен катализатора, $\text{м}^2/\text{м}^3$; v_0 – фиктивная скорость газа, м/с; $\rho_{\text{г}}$ – плотность газа, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\mu_{\text{г}}$ – динамическая вязкость газа при рабочих условиях, Па·с; $d_{\text{ч}}$ – диаметр частиц катализатора, м.

При $Re < 50$ коэффициент сопротивления $\zeta = 220/Re$; при $Re > 50$ $\zeta = 11,6/Re^{0,25}$.

Основными гидродинамическими характеристиками реактора кипящего слоя служат прежде всего величины, определяющие пределы существования взвешенного слоя – критические скорости взвешивания и уноса частиц катализатора, а также гидравлическое сопротивление слоя Δp .

Скорость начала взвешивания $v_{\text{взв}}$ можно определить по числу Рейнольдса:

$$Re_{\text{взв}} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}}, \quad (9.15)$$

где $Re_{\text{взв}} = v_{\text{взв}} d_{\text{ч}} / \nu_{\text{г}}$ и $Ar = \frac{g d_{\text{ч}}^3 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{г}})}{\nu_{\text{г}}^2 \rho_{\text{г}}}$; $\nu_{\text{г}}$ – кинематический коэффициент вязкости газа, $\text{м}^2/\text{с}$; $\rho_{\text{т}}$, $\rho_{\text{г}}$ – плотность соответственно твердых частиц катализатора и газовой смеси; g – ускорение свободного падения.

Истинная скорость начала взвешивания

$$v_{\text{ист}} = v_{\text{взв}} / \varepsilon, \quad (9.16)$$

где ε — пористость кипящего слоя.

Уравнение (9.15) позволяет определить $v_{\text{взв}}$ с точностью, достаточной для технических расчетов.

Скорость газа, отвечающую уносу частиц $v_{\text{ун}}$, можно определить из соотношения

$$\text{Re}_{\text{ун}} = \frac{\text{Ar}_{\text{min}}}{(18 + 0,6\sqrt{\text{Ar}_{\text{min}}})}, \quad (9.17)$$

в котором Ar_{min} определяется для наиболее мелких частиц твердого материала диаметром d_{min} .

Гидравлическое сопротивление взвешенного слоя катализатора Δp определяют из условий существования взвешенного слоя, т. е. из равенства сил трения газа о частицы и силы тяжести частиц; условием равновесия для слоя высотой $H_{\text{сл}}$ служит выражение

$$\Delta p = g \rho_{\text{т}} (1 - \bar{\varepsilon}) H_{\text{сл}}, \quad (9.18)$$

где $\bar{\varepsilon}$ — средняя пористость взвешенного слоя (в рабочем состоянии).

Высота взвешенного слоя катализатора H :

$$H = H_0 \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon}. \quad (9.19)$$

Для расчета пористости неоднородного взвешенного слоя часто применяют формулу, определяющую ε через Ar и Re :

$$\varepsilon = \left(\frac{18 \text{Re} + 0,36 \text{Re}^2}{\text{Ar}} \right)^{0,21}. \quad (9.20)$$

Пример 9.1. Реакцию окисления NO проводят на катализаторе - активированном и промотированном угле. Изучение кинетики этой каталитической реакции показало, что ее скорость, кмоль/(кг·ч), можно описать эмпирическим уравнением

$$u = p_{\text{NO}}^2 p_{\text{O}_2} / (a + b p_{\text{NO}}^2 + c p_{\text{NO}_2}^2),$$

где $a = 16,19$; $b = 4,842 \cdot 10^5$; $c = 135$.

Насыпная плотность катализатора $\rho_{\text{нас}} = 480 \text{ кг/м}^3$; $p = 310^5 \text{ Па}$. В исходной газовой смеси содержится $C_{\text{н}} = 1,5 \%$ мол. NO, остальное — воздух.

Определить объем реактора производительностью $G_{\text{NO}_2, \text{сут}} = 50 \text{ т NO}_2$ в сутки, обеспечивающий степень превращения $x = 90 \%$.

Решение. Проводим материальные расчеты, необходимые для определения парциальных давлений компонент в конечном газе. Для обеспечения заданной производительности, равной

$$G_{\text{NO}_2} = G_{\text{NO}_2, \text{сут}} / M_{\text{NO}_2} = 50000 / (24 \cdot 46) = 45,3 \text{ кмоль/ч}$$

требуется NO при $x = 0,9$

$$G_{\text{NO}} = G_{\text{NO}_2} / x = 45,3 / 0,9 = 50,3 \text{ кмоль/ч.}$$

Массовый расход исходной газовой смеси

$$G_{\text{r}} = G_{\text{r}} M_{\text{NO}} / C_{\text{H}} = 50,3 \cdot 30 / 0,015 = 100500 \text{ кг/ч.}$$

Состав конечной газовой смеси (полученной в результате материальных расчетов):

	NO	O ₂	NO ₂
N , мол. доли	0,014	0,204	0,0129
$p_x = N p$	$4,2 \cdot 10^3$	$6,12 \cdot 10^4$	$3,8 \cdot 10^3$

Рассчитываем скорость реакции по заданному уравнению:

$$u = p_{\text{NO}}^2 p_{\text{O}_2} / (a + b p_{\text{NO}}^2 + c p_{\text{NO}_2}^2) =$$

$$= \frac{(4,2 \cdot 10^3)^2 \cdot 6,12 \cdot 10^4}{16,19 + 4,842 \cdot 10^5 \cdot (4,2 \cdot 10^3)^2 + 135 \cdot (3,8 \cdot 10^3)^2} = 0,126 \text{ моль/(кг·ч).}$$

Допустим, что коэффициент заполнения реактора катализатором $\sigma = V_{\text{кат}} / V_{\text{p}} = 1$ и объемом реактора равен объему катализатора

$$V_{\text{кат}} = G_{\text{NO}} / (u \rho_{\text{нас}}),$$

где G_{NO} — расход NO (превращенного), кмоль/ч.

Тогда

$$V_{\text{кат}} = V_{\text{p}} = 50,3 / (0,126 \cdot 480) = 0,83 \text{ м}^3,$$

если $\sigma < 1$, $V_{\text{p}} = V_{\text{кат}} / \sigma$.

Пример 9.2. Определить необходимый объем катализатора с пористостью слоя $\varepsilon_0 = 0,5$, энергзатраты и максимальную объемную скорость, при которой проходит очистка технологических выбросов в количестве $Q_{\text{r}} = 1000 \text{ м}^3/\text{ч}$ от паров толуола на палладий-марганцевом катализаторе (пиролюзит - размеры сферических частиц $d_{\text{ч}} = 5 \text{ мм}$, промотированный азот-нокислым палладием) для обеспечения требуемой степени очистки газа. Очистка осуществляется при давлении $p = 1,5 \cdot 10^5 \text{ Па}$. Начальное содержание паров толуола в технологических выбросах $C_{\text{H}} = 10 \text{ г/м}^3$, конечное содержание $C_{\text{K}} = 0,25 \text{ г/м}^3$. Коэффициент динамической вязкости газа $\mu_{\text{r}} = 3,5 \cdot 10^{-5} \text{ Па·с}$; плотность газа $\rho_{\text{r}} = 0,47 \text{ кг/м}^3$.

Решение. Температуру в реакторе примем равной $t = 220 \text{ }^\circ\text{C}$, что гарантирует протекание процесса окисления в области внешней диффузии.

Определим количество катализатора, необходимое для обеспечения требуемой скорости очистки газа.

Количество паров толуола, которое должно прореагировать, равно:

$$G = Q_{\text{r}} (C_{\text{H}} - C_{\text{K}}) = 1000 \cdot (10 - 0,25) \cdot 10^{-3} = 9,75 \text{ кг/ч;}$$

Наружную площадь поверхности катализатора в единице объема при $\varepsilon_0 = 0,5$; $d_{\text{ч}} = 5 \cdot 10^{-3} \text{ м}$, $\Phi = 1$ определяем по формуле (9.9):

$$s_0 = \frac{6(1-\varepsilon_0)}{d_{\text{ч}}} = \frac{6(1-0,5)}{5 \cdot 10^{-3}} = 600 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

Рассчитываем режим течения газа по числу Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{v_r d_{\text{э}}}{\nu_r} = \frac{v_0}{\varepsilon_0} \cdot \frac{T}{273} \cdot \frac{p_0}{p} \cdot \frac{d_{\text{э}}}{\nu_r} = \frac{0,5}{0,5} \cdot \frac{493}{273} \cdot \frac{9,8 \cdot 10^4}{15 \cdot 10^4} \cdot \frac{5 \cdot 10^{-3}}{7,39 \cdot 10^{-5}} = 79,8,$$

где $v_0 = 0,5 \text{ м/с}$; $\nu_r = 7,4 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$ при $t = 220 \text{ }^\circ\text{C}$.

Значение коэффициента массопередачи находим по формуле (9.8), для чего вычисляем ряд необходимых величин:

$$D_y = D_{y0} \left(\frac{T}{273} \right)^{1,5} \frac{p_0}{p} = 7,1 \cdot 10^{-6} \cdot \left(\frac{493}{273} \right)^{1,5} \cdot \frac{9,8 \cdot 10^4}{15 \cdot 10^4} = 11,13 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$\text{Pr} = \nu_r / D_y = \frac{7,39 \cdot 10^{-5}}{1,113 \cdot 10^{-5}} = 6,64;$$

$$\text{Nu}_d = 0,395 \cdot \text{Re}^{0,64} \text{Pr}^{0,33} = 0,395 \cdot 79,8^{0,64} \cdot 6,64^{0,33} = 12,16.$$

$$\beta = \text{Nu}_d \frac{D_y}{d_{\text{ч}}} = 12,16 \cdot \frac{11,13 \cdot 10^{-6}}{5 \cdot 10^{-3}} = 2,7 \cdot 10^{-2} \text{ м/с}.$$

Затем определяем по уравнению (9.5) необходимый объём катализатора:

$$V_{\text{кат}} = \frac{G \ln(C_{\text{н}} / C_{\text{к}})}{\beta(C_{\text{н}} - C_{\text{к}}) s_0} = \frac{9,75 \cdot 2,3 \cdot \lg(10/0,25)}{2,7 \cdot 10^{-2} \cdot (10 - 0,25) \cdot 10^{-3} \cdot 600} = 227,5 \text{ м}^3.$$

Максимальная объёмная скорость составит

$$q_{\text{об}} = Q_r / V_{\text{кат}} = 1000 / 227,5 = 4,4 \text{ ч}^{-1}.$$

Определяем необходимую теоретическую толщину слоя катализатора для достижения заданной степени очистки η по выражению (9.11), для чего вычисляем ряд необходимых величин:

$$\eta = \frac{C_{\text{н}} - C_{\text{к}}}{C_{\text{н}}} \cdot 100 = \frac{10 - 0,25}{10} \cdot 100 = 97,5\%;$$

$$N_0 = \ln \frac{1}{1-\eta} = \ln \frac{1}{1-0,975} = 2,3 \cdot \lg \frac{1}{0,025} = 3,68;$$

$$v_r = \frac{v_0}{\varepsilon_0} \cdot \frac{T}{273} \cdot \frac{p_0}{p} = \frac{0,5}{0,5} \cdot \frac{493}{273} \cdot \frac{9,8 \cdot 10^4}{15 \cdot 10^4} = 1,18 \text{ м/с};$$

$$H_0 = \frac{N_0 v_r}{s_0 \beta} = \frac{3,68 \cdot 1,18}{600 \cdot 2,7 \cdot 10^{-2}} = 0,27 \text{ м}.$$

Гидравлическое сопротивление слоя насыпного катализатора определяем по уравнению (9.14):

$$\frac{\Delta p}{H_0} = 150 \cdot \frac{(1-\varepsilon_0)^2 \mu_r}{\Phi^2 \varepsilon_0^3 d_{\text{ч}}^2} \cdot v_0 = 150 \cdot \frac{(1-0,5)^2 \cdot 3,5 \cdot 10^{-5}}{1^2 \cdot 0,5^3 \cdot (5 \cdot 10^{-3})^2} \cdot 0,5 = 210 \text{ Па/м.}$$

Пример 9.3. Определить гидравлическое сопротивление фильтрующего слоя катализатора высотой $H_0 = 1,7$ м в реакторе диаметром $D_a = 2,5$ м. Расход газа $Q_r = 8500$ м³/ч, плотность газа $\rho_r = 0,45$ кг/м³, динамическая вязкость газа $\mu_r = 0,294 \cdot 10^{-4}$ Па·с. Удельная площадь внешней поверхности частиц катализатора $s_0 = 415$ м²/м³, пористость $\varepsilon_0 = 0,43$. По данным исследований принято, что число m частиц катализатора в 1 м³ слоя составляет 10^6 . Определить также коэффициент формы Φ и эквивалентный диаметр $d_{\text{э}}$ каналов в слое.

Решение. Определяем площадь сечения реактора:

$$S_a = \frac{\pi D_a^2}{4} = 0,785 \cdot 2,5^2 = 4,9 \text{ м}^2.$$

Фиктивная скорость газа составит

$$v_0 = Q_r / S_a = 8500 / (3600 \cdot 4,9) = 0,482 \text{ м/с.}$$

Определяем число Рейнольдса (Re) по формуле

$$\text{Re} = v_r \bar{d}_{\text{э}} \rho_r / \mu_r = 4 v_0 \rho_r / (s_0 \mu_r),$$

где $\bar{d}_{\text{э}}$ — средний эквивалентный диаметр канала между зернами (поскольку $\bar{d}_{\text{э}} = 4\varepsilon / s_0$ и $v_r = v_0 / \varepsilon$):

$$\text{Re} = 4 \cdot 0,482 \cdot 0,45 / (415 \cdot 0,294 \cdot 10^{-4}) = 71.$$

Тогда коэффициент гидравлического сопротивления слоя равен

$$\zeta = 11,6 / 71^{0,25} = 4.$$

Эквивалентный диаметр каналов составит:

$$d_{\text{э,кан}} = 4\varepsilon_0 / s_0 = 4 \cdot 0,43 / 415 = 0,414 \cdot 10^{-2} \text{ м.}$$

Коэффициент формы частиц равен

$$\Phi = S_{\text{ш}} / S_{\text{ч}},$$

где $S_{\text{ч}}$ — площадь поверхности частицы катализатора; $S_{\text{ш}}$ — площадь поверхности шара того же объема, что и частицы.

Определяем диаметр частиц $d_{\text{ч}}$ по уравнению

$$d_{\text{ч}} = \sqrt[3]{\frac{6(1-\varepsilon)}{\pi m}} = \sqrt[3]{\frac{6(1-0,43)}{3,14 \cdot 10^6}} = 1,03 \cdot 10^{-2} \text{ м.}$$

Коэффициент формы вычисляем по уравнению (9.9):

$$\Phi = \frac{6(1-\varepsilon_0)}{s_0 d_{\text{ч}}} = \frac{6(1-0,43)}{415 \cdot 0,0103} = 0,8.$$

Гидравлическое сопротивление слоя катализатора определяется по формуле (9.13):

$$\Delta p = \zeta \frac{3(1-\varepsilon_0)}{2\varepsilon_0^3 \Phi} \cdot \frac{H_0}{d_{\text{ч}}} \cdot \frac{\rho_{\text{г}} v_0^2}{2} = 4 \cdot \frac{3(1-0,43)}{2 \cdot 0,43^3 \cdot 0,8} \cdot \frac{1,7}{1,03 \cdot 10^{-2}} \cdot \frac{0,45 \cdot 0,482^2}{2} = 464 \text{ Па}.$$

Пример 9.4. Требуется провести реакцию в кипящем слое магнетитового катализатора с объемной скоростью $v_{\text{об}} = 125 \text{ ч}^{-1}$. Коэффициент сферичности зерен катализатора $\Phi = 0,58$, плотность $\rho_{\text{ч}} = 4400 \text{ кг/м}^3$. Диаметр реактора $D_{\text{а}} = 152 \text{ мм}$. Высота слоя $H_{\text{сл}} = 305 \text{ мм}$. Изучение кинетики реакции показало, что необходимо применять частицы минимального размера, причем гидравлическое сопротивление слоя не должно превышать $\Delta p = 7000 \text{ Па}$. Динамическая вязкость газа $\mu_{\text{г}} = 1,8 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$, плотность газа $\rho_{\text{г}} = 1,2 \text{ кг/м}^3$. Найти минимальный допустимый размер частиц.

Решение. Одна из гидродинамических характеристик взвешенного слоя — постоянство гидравлического сопротивления Δp , которое можно определить по уравнению (9.18).

Примем $H_{\text{сл}} = H$, т. е. высота слоя отвечает высоте реакционного объема. Пористость слоя при максимально допустимом Δp определяем по уравнению (9.18) как

$$\varepsilon = 1 - \frac{\Delta p}{\rho_{\text{т}} g H_{\text{сл}}} = 1 - \frac{7000}{4400 \cdot 9,8 \cdot 0,305} = 0,465$$

или как

$$\varepsilon = (V_{\text{сл}} - V_{\text{кат}}) / V_{\text{сл}},$$

где $V_{\text{сл}}$ — объем слоя.

Отсюда объем катализатора составит

$$V_{\text{кат}} = V_{\text{сл}} (1-\varepsilon) = \frac{\pi D_{\text{а}}^2}{4} \cdot H_{\text{сл}} (1-\varepsilon) = \frac{3,14 \cdot 0,152^2}{4} \cdot 0,305 \cdot (1-0,465) = 0,003 \text{ м}^3.$$

Найдем линейную скорость v_0 газа в реакторе

$$v_0 = Q_{\text{г}} / S_{\text{а}} = v_{\text{об}} V_{\text{кат}} / S_{\text{а}} = v_{\text{об}} V_{\text{кат}} 4 / (\pi D_{\text{а}}^2) = 125 \cdot 0,003 \cdot 4 / (3600 \cdot 3,14 \cdot 0,152^2) = 0,00573 \text{ м/с}.$$

Начало уноса монодисперсного взвешенного слоя характеризуется уравнением (9.17).

Определяем:

$$\text{Re}_{\text{ун}} = d_{\text{ч}} v_0 \rho_{\text{г}} / \mu_{\text{г}} = d_{\text{ч}} \cdot 0,00573 \cdot 1,2 / (1,8 \cdot 10^{-5}) = 3,83 \cdot 10^2 \cdot d_{\text{ч}};$$

$$\text{Ar}_{\text{мин}} = \frac{d_{\text{ч}}^3 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{г}}) \rho_{\text{г}} g}{\mu^2} = \frac{d_{\text{ч}}^3 (4400 - 1,2) 1,2 \cdot 9,8}{(1,8 \cdot 10^{-5})^2} = 1,6 \cdot 10^{14} \cdot d_{\text{ч}}^3.$$

Находим методом подбора: $d_{\text{ч}} = 6,57 \cdot 10^{-5}$; с учетом коэффициента сферичности:

$$d_{\text{ч,мин}} = \Phi d_{\text{ч}} = 0,58 \cdot 6,57 \cdot 10^{-5} = 3,79 \cdot 10^{-5} \text{ м} (\sim 0,04 \text{ мм}).$$

9.2. Термическое обезвреживание

Огневым обработкой, как и термодокаталитическим окислением, принципиально возможно обезвредить лишь вещества, молекулы которых не содержат каких-либо других элементов, кроме водорода H_2 углерода C и кислорода O . Это следующие химические соединения: водород H_2 , оксид углерода CO , углеводороды C_mH_n и кислородные производные углеводородов (КПУ) $C_mH_nO_p$.

Возможности термоокислительного метода обезвреживания ограничиваются также количеством отходящих газов и содержанием в них горючих компонентов. Если концентрация горючих компонентов выбросов не достигает нижнего предела воспламенения ("бедные" горючим выбросы), то их огневая обработка требует дополнительного расхода топлива на прогрев выбросов до температуры самовоспламенения, которая для паров углеводородов и КПУ составляет около $500...750\text{ }^\circ\text{C}$.

Термоокислительное обезвреживание концентрированных газов проводят в установках, которые обычно состоят из топочных и горелочных устройств с дымоходами для отвода продуктов сгорания и теплоутилизаторами (рис. 9.2).

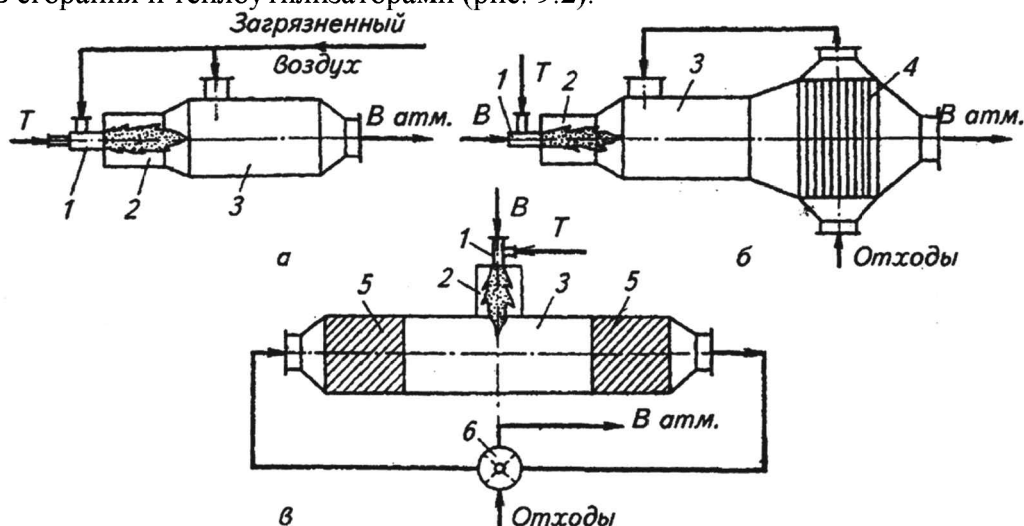


Рис. 9.2. Схемы реакторов огневого обезвреживания газообразных отходов:

- \dot{a} – без теплообменника; \dot{a} – с рекуперативным теплообменником;
- \dot{b} – с регенеративным теплообменником; 1 – горелочное устройство; 2 – камера сгорания топлива;
- 3 – камера обезвреживания отходов; 4 рекуперативный теплообменник;
- 5 – регенеративный теплообменник; б – перекидной клапан

Полнота термоокисления органических загрязнителей зависит от температуры процесса, времени пребывания частиц загрязнителя и кислорода в зоне высоких температур, теплонапряжения топочного объема, физико-химических свойств загрязнителей, параметров состояния и состава отходящих газов, а также многих других факторов.

Выбросы ряда технологических процессов имеют высокое содержание кислорода, что позволяет рассматривать их как загрязненный воздух и использовать в качестве окислителя при сжигании топлива в технологических печах, теплогенераторах или в самих установках термообезвреживания. В таких случаях горючие компоненты отходящих газов могут повлиять на характеристики горения. Поэтому в балансовые расчеты должны быть введены поправки на физический объем, потребность в окислителе, и другие характеристики горючих загрязнителей.

Исходные данные для расчета - расход отходящих газов Q_r (m^3/c), и их состав, выраженный объемными долями компонентов y .

Расход топливного газа W_r (m^3/c) определяется соотношением

$$W_{\tau} = Q_{\tau} \frac{1 - \sum_{i=1}^N y_i}{\alpha V_{\text{в/т}}}, \quad (9.21)$$

где N - количество загрязнителей; α – коэффициент избытка воздуха по отношению к топливу; $V_{\text{в/т}}$ – теоретически необходимое количество воздуха, рассчитанное по составу топлива, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

При обработке газов с низким содержанием кислорода величину коэффициента избытка воздуха по топливу принимают в пределах $\alpha = 1,05 \dots 1,2$. Если отходящие газы используются в качестве воздуха для горения, то для уменьшения потребления топлива следует принимать по возможности больший коэффициент избытка воздуха (ориентировочно $\alpha \approx 3$).

Объем топки подсчитывают, используя выражение

$$V_{\text{к}} = \frac{\sum_{i=1}^N W_{\text{т(г.в)}} q_{\text{т(г.в)}}}{[q_{\text{в}}]}, \quad (9.22)$$

а ее тепловую нагрузку – как

$$V_{\text{к}} [q_{\text{в}}] = \sum_{i=1}^N W_{\text{т(г.в)}} q_{\text{т(г.в)}}, \quad (9.23)$$

где $W_{\text{т(г.в)}}$, $q_{\text{т(г.в)}}$ - соответственно расход ($\text{м}^3/\text{с}$) и теплота сгорания ($\text{кДж}/\text{м}^3$) топливного газа или (и) отходящих газов, содержащих горючие вещества; $[q_{\text{в}}]$ - допустимое тепловое напряжение топочного объема, $\text{кВт}/\text{м}^3$; N - количество видов горючих газов.

Значения $[q_{\text{в}}]$ для прямоточных конструкций топок рекомендуется принимать не более $200 \text{ кВт}/\text{м}^3$. Для циклонных топок эта величина может быть увеличена в 4...5 раз.

Необходимое время пребывания органических токсичных соединений в зоне реакции (с) при температуре горения $t_{\text{гор}} = 700 \dots 1000 \text{ }^\circ\text{C}$ ориентировочно определяется по эмпирической формуле:

$$\tau = 25 \left(1 - \frac{t_{\text{гор}}}{1060} \right). \quad (9.24)$$

При отсутствии опытных данных о температуре горения ее можно оценить ($^\circ\text{C}$) по отношению

$$t_{\text{гор}} = \eta_{\text{п}} t_{\text{с}}, \quad (9.25)$$

где $\eta_{\text{п}}$ – пирометрический коэффициент, значение которого принимают для неэкранированных неизолированных топок в пределах $0,75 \dots 0,85$, для экранированных – в пределах $0,8 \dots 0,9$; $t_{\text{с}}$ - калометрическая температура горения, $^\circ\text{C}$.

По найденному времени τ проводят проверку достаточности принятого ранее объема (м^3) топки:

$$V_{\text{к}} \geq W_{\text{д.г}} \tau \frac{273 + t_{\text{гор}}}{273 K_{\text{т}}}, \quad (9.26)$$

где $W_{\text{д.г}}$ - расход дымовых газов, $\text{м}^3/\text{с}$; $K_{\text{т}}$ - коэффициент заполнения топки продуктами сгорания, значение которого можно принимать от 0,7 для вертикальных прямоугольных, до 0,95 для циклонных топок.

При содержании загрязнителей менее 200 мг/м^3 величине $W_{\text{д.г}}$ подсчитывают по выражению

$$W_{\text{д.г}} = W_{\text{т}} (V_{\text{CO}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{N}_2} + V_{\text{O}_2}), \quad (9.27)$$

где V_{CO_2} , $V_{\text{H}_2\text{O}}$, V_{N_2} , V_{O_2} - объемы соответствующих компонентов продуктов сгорания, отнесенные к 1 м^3 топливного газа и определяемые по его составу.

При значительных концентрациях горючих загрязнителей расход дымовых газов ($\text{м}^3/\text{с}$) рассчитывают по выражению:

$$W_{\text{д.г}} = \frac{W_{\text{т}}}{R_{\text{т}}} (V_{\text{CO}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{N}_2} + V_{\text{O}_2}), \quad (9.28)$$

где V_{CO_2} , $V_{\text{H}_2\text{O}}$, V_{N_2} , V_{O_2} - объемы соответствующих компонентов продуктов сгорания, отнесенные к 1 м^3 горючей смеси топлива и загрязнителей; $R_{\text{т}}$ - доля топлива в горючей смеси.

Находят эквивалентный диаметр $D_{\text{э}}$ (м) и длину L (высоту H) (м) топчного устройства:

$$D_{\text{э}} = 0,8 \sqrt[3]{V_{\text{к}}}, \quad (9.29)$$

$$L = (2,0 \dots 2,3) D_{\text{э}}, \quad (9.30)$$

$$H = (1,7 \dots 2,0) D_{\text{э}}. \quad (9.31)$$

По расходу газового топлива подбирают размер горелочного устройства, необходимое газооборудование и рассчитывают диаметры газопроводов, а по расходу дымовых газов находят размеры дымоходов, дымовой трубы и при необходимости - дымососа.

Пример 9.5. Рассчитать параметры термообработки отходящих газов установки для производства 20 т/ч битума посредством окисления гудрона на нефтебитумном заводе. Количество газовых выбросов 180 м^3 на 1 тонну битума, температура газов $t_{\text{г}} = 80 \text{ }^\circ\text{C}$, состав (% об.): $\text{N}_2 - 75 \dots 78$; $\text{O}_2 - 0 \dots 3$; H_2O (пары) - $10 \dots 15$; $\text{CO}_2 - 2 \dots 4$; CO - до 0,5; H_2S - до 0,01; углеводороды и их кислородные производные (КПУ) - до 5. Кроме того, в составе выбросов возможно присутствие 3,4-бензпирена и других полициклических ароматических углеводородов (ПАУ) в количестве до 50 мкг/м^3 . Для термообезвреживания может быть использован нефтезаводской топливный газ следующего состава (% об.): $\text{CH}_4 - 36$; $\text{C}_2\text{H}_6 - 21$; $\text{C}_3\text{H}_8 - 19$; $\text{C}_4\text{H}_{10} - 8,5$; C_5H_{12} + высшие углеводороды - 5; $\text{CO}_2 - 0,1$; $\text{N}_2 - 10,4$. Плотность топливного газа по воздуху - 1,12.

Решение. Для заданного состава выбросов применение термокаталитической обработки нецелесообразно. Высокое содержание горючих соединений станет причиной частых перегревов и выгорания катализатора. Наличие высококипящих ПАУ при температурах термокаталитического окисления $350 \dots 500 \text{ }^\circ\text{C}$, плохо десорбирующихся с катализатора, вызовет его закоксовывание и отравление. Происходящий в результате этого просок соединений группы ПАУ, многие из которых обладают канцерогенной активностью, серьезно загрязнит дымовые газы, выбрасываемые из установки обезвреживания в атмосферу.

Более удачно применение огневого обезвреживания выбросов в топчном устройстве с утилизацией теплоты продуктов сгорания. Ввиду низкого содержания кислорода выбросы невозможно использовать в качестве дутьевого воздуха для сжигания топлива. По этой же причине (из-за недостатка окислителя) выбросы не могут гореть самопроизвольно, несмотря на высокое содержание в них горючего. Они сами нуждаются в добавлении дутьевого воздуха. Требуемую температуру процесса при необходимости можно поддерживать добавлением

топливного газа. Расходы отходящих газов, топлива и воздуха, соответствующие принятому уровню температур в процессе, необходимо определить расчетным путем. Следует также найти максимальный объем дымовых газов и размеры топки, обеспечивающие необходимое время пребывания загрязнителя при заданном температурном уровне процесса; подобрать тип и размер горелочного устройства.

Для надежной деструкции и окисления высокомолекулярных соединений (ПАУ) принимаем температуру зоны горения $t_{\text{гор}} \geq 1000$ °С.

Теоретически необходимое количество воздуха для горючих компонентов топливного (отходящего) газа $V_{\text{т(г.в.)}}$ ($\text{м}^3/\text{м}^3$), объемы продуктов сгорания ($\text{м}^3/\text{м}^3$), низшую теплоту сгорания горючих компонентов топливного (отходящего) газа $q_{\text{т(г.в.)}}$ ($\text{кДж}/\text{м}^3$) и калориметрическую температуру горения топливного (отходящего) газа $t_{\text{с(т)(г.в.)}}$ (°С) найдем из следующих соотношений:

$$V_{\text{т(г.в.)}} = 4,76 \cdot 0,01(2 \text{CH}_4 + 3,5 \text{C}_2\text{H}_6 + 5 \text{C}_3\text{H}_8 + 6,5 \text{C}_4\text{H}_{10} + 8 \text{C}_5\text{H}_{12} + 0,5 \text{CO} + 1,5 \text{H}_2\text{S}-\text{O}_2); \quad (9.32)$$

$$V_{\text{CO}_2} = 0,01(\text{CO}_2 + \text{CO} + \sum C_m \text{H}_n); \quad (9.33)$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 0,01 \left(\text{H}_2\text{O} + \text{H}_2 + \frac{n}{2} C_m \text{H}_n \right) + 1,2444(d_{\text{т(г.в.)}} + d_{\text{в}} \alpha V_{\text{т(г.в.)}}) \text{ м}^3/\text{м}^3; \quad (9.34)$$

$$V_{\text{N}_2} = 0,79 \alpha V_{\text{т(г.в.)}} + 0,01 \text{N}_2; \quad (9.35)$$

$$V_{\text{O}_2} = 0,21(\alpha - 1)V_{\text{т(г.в.)}} + 0,01 \text{O}_2; \quad (9.36)$$

$$q_{\text{т(г.в.)}} = 0,01 \left(10790 \text{H}_2 + 12640 \text{CO} + 35880 \text{CH}_4 + 64300 \text{C}_2\text{H}_6 + 93180 \text{C}_3\text{H}_8 + 123500 \text{C}_4\text{H}_{10} + 156600 \text{C}_5\text{H}_{12} + 23700 \text{H}_2\text{S} \right); \quad (9.37)$$

$$t_{\text{с(т)(г.в.)}} = \frac{c_{\text{т(г.в.)}} t_{\text{т(г.в.)}} + \alpha V_{\text{т(г.в.)}} c_{\text{в}} t_{\text{в}} + q_{\text{т(г.в.)}}}{V_{\text{CO}_2} c_{\text{CO}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} c_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{N}_2} c_{\text{N}_2} + V_{\text{O}_2} c_{\text{O}_2}}, \quad (9.38)$$

где m, n - соответственно количество атомов углерода и водорода в молекулах горючих компонентов; $c_{\text{т(г.в.)}}$, $\text{кДж}/(\text{м}^3 \cdot ^\circ\text{C})$, $t_{\text{т(г.в.)}}$, °С, $d_{\text{т(г.в.)}}$, $\text{кг}/\text{м}^3$ - соответственно средняя изобарная теплоемкость, температура и влажность топливного (отходящего) газа; $c_{\text{в}}$, $\text{кДж}/(\text{м}^3 \cdot ^\circ\text{C})$, $t_{\text{в}}$, °С, $d_{\text{в}}$, $\text{кг}/\text{м}^3$ - соответственно средняя изобарная теплоемкость, температура и влажность дутьевого воздуха; $c_{\text{CO}_2}, c_{\text{H}_2\text{O}}, c_{\text{N}_2}, c_{\text{O}_2}$, $\text{кДж}/(\text{м}^3 \cdot ^\circ\text{C})$ - средние изобарные теплоемкости соответствующих продуктов сгорания.

Все результаты расчетов по формулам (9.32...9.37) отнесены к 1 м^3 топливного (отходящего) газа. Символами химических соединений в формулах обозначены концентрации (% об.) этих веществ в топливном (отходящем) газе. Для расчетов по формуле (9.38) необходимо использовать значения теплоемкостей продуктов сгорания, усредненные по температурному интервалу $0 \dots t_{\text{с}}$ °С, а теплоемкостей топливных (отходящих) газов и воздуха - по интервалам $0 \dots t_{\text{т(г.в.)}}$ °С и $0 \dots t_{\text{в}}$, °С. Температуры $t_{\text{т(г.в.)}}$, $t_{\text{в}}$ должны быть заданы или принимаются в пределах $0 \dots 20$ °С, а $t_{\text{с}}$ может быть найдена методом проб. Имея в виду ориентировочный

характер расчета, можно уточнить принятое значение t_c последовательными приближениями только при больших расхождениях, превышающих 50°C .

Примем $t_T = 10^\circ\text{C}$; $d_T = 0$; $\alpha = 1,1$; $t_B = 20^\circ\text{C}$; $d_B = 12 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$. Средние теплоемкости продуктов сгорания ($\text{кДж}/(\text{м}^3 \cdot ^\circ\text{C})$) принимаем, задавшись предварительно $t_c = 1950^\circ\text{C}$; $c_{\text{CO}_2} = 2,4392$; $c_{\text{H}_2\text{O}} = 1,9596$; $c_{\text{O}_2} = 1,5702$. Среднюю теплоемкость дутьевого воздуха подсчитываем по соотношению

$$c_B = 1,2866 = 0,0001207 \cdot T = 1,2866 + 0,0001207 \cdot 20 = 1,2891 \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot ^\circ\text{C}).$$

Теплоемкость топливного газа ($\text{кДж}/(\text{м}^3 \cdot ^\circ\text{C})$) при 10°C рассчитываем по принципу аддитивности, используя данные для индивидуальных углеводородов и соотношениями для N_2 и CO_2 :

$$c_{\text{CH}_4} = 1,54; c_{\text{C}_2\text{H}_6} = 2,29; c_{\text{C}_3\text{H}_8} = 3,20; c_{\text{C}_4\text{H}_{10}} = 4,11; c_{\text{C}_5\text{H}_{12}} = 5,19;$$

$$c_{\text{N}_2} = 1,2799 + 0,0001107 t_T = 1,2799 + 0,0001107 \cdot 10 = 1,281;$$

$$c_{\text{CO}_2} = 1,699 + 0,0004798 t_T = 1,699 + 0,0004798 \cdot 10 = 1,70;$$

$$c_T = 0,01(1,54 \cdot 36 + 2,29 \cdot 21 + 3,2 \cdot 19 + 4,11 \cdot 8,5 + 5,19 \cdot 5 + 1,281 \cdot 10,4 + 1,7 \cdot 0,1) = 2,387.$$

Рассчитываем по (9.32...9.38) характеристики сжигания топливного газа:

$$V_T = 4,760,01(2 \cdot 36 + 3,5 \cdot 21 + 5 \cdot 19 + 6,5 \cdot 8,5 + 8 \cdot 5) = 15,982 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$V_{\text{CO}_2(\tau)} = 0,01(0,1 + 36 + 2 \cdot 21 + 3 \cdot 19 + 4 \cdot 8,5 + 5 \cdot 5) = 1,941 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}(\tau)} = 0,01(2 \cdot 36 + 3 \cdot 21 + 4 \cdot 19 + 5 \cdot 8,5 + 6 \cdot 5) + 1,2444 \cdot (12 \cdot 10^{-3} \cdot 1,1 \cdot 15,982) = 3,098 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$V_{\text{N}_2(\tau)} = 0,79 \cdot 1,1 \cdot 15,982 + 0,01 \cdot 10,4 = 13,992 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$V_{\text{O}_2(\tau)} = 0,21(1,1 - 1)15,982 = 0,336 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$V_{\text{д.г}(\tau)} = 1,941 + 3,098 + 13,992 + 0,336 = 19,367 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$q_T = 0,01 \left(\frac{35880 \cdot 36 + 64300 \cdot 21 + 93180 \cdot 19 + 123500 \cdot 8,5 + 156600 \cdot 5}{1} \right) = 62451,5 \text{ кДж}/\text{м}^3;$$

$$t_{c(\tau)} = \frac{2,387 \cdot 10 + 1,1 \cdot 15,982 \cdot 1,289 \cdot 20 + 62451,5}{1,941 \cdot 2,4392 + 3,098 \cdot 1,9596 + 13,99 \cdot 1,4855 + 0,336 \cdot 1,5702} = 1959^\circ\text{C}.$$

Для последующих расчетов, в частности для подсчета температуры зоны горения $t_{\text{гор}}$, необходимо конкретизировать некоторые конструктивные параметры топочного устройства. В дальнейшем будем принимать пирометрический коэффициент $\eta = 0,85$, коэффициент заполнения топки дымовыми газами $K_T = 0,8$, допустимое теплонапряжение топочного объема $[q_V] = 200 \text{ кВт}/\text{м}^3$.

Выбранные параметры соответствуют неэкранированной теплоизолированной вертикальной конструкции топки прямоугольного сечения.

Вычисляем ориентировочное значение расчетной температуры горения по соотношению (9.25):

$$t_{\text{гор}(T)} = \eta_{\text{п}} t_{c(T)} = 0,85 \cdot 1959 \approx 1665 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Определяем характеристики процесса сжигания горючих компонентов отходящих газов при их максимальных концентрациях $y_{\text{CO}} = 0,5 \text{ \% об.}$, $y_{\text{КПУ}} = 5 \text{ \% об.}$

Средние теплоемкости компонентов отходящего газа, $\text{кДж}/(\text{м}^3 \cdot ^\circ\text{C})$: азота N_2 , кислорода O_2 , паров воды H_2O , диоксида углерода CO_2 , оксида углерода CO при температуре отходящего газа $t_{\text{г.в}} = 80 \text{ } ^\circ\text{C}$ подсчитываем по соотношениям

$$c_{\text{N}_2} = 1,2799 + 0,0001107 t_{\text{г.в}} = 1,2799 + 0,0001107 \cdot 80 = 1,289;$$

$$c_{\text{O}_2} = 1,3138 + 0,0001577 t_{\text{г.в}} = 1,3138 + 0,0001577 \cdot 80 = 1,326 \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot ^\circ\text{C});$$

$$c_{\text{H}_2\text{O}} = 1,4733 + 0,0002498 t_{\text{г.в}} = 1,4733 + 0,0002498 \cdot 80 = 1,493 \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot ^\circ\text{C});$$

$$c_{\text{CO}_2} = 1,699 + 0,0004798 t_{\text{г.в}} = 1,699 + 0,0004798 \cdot 80 = 1,737 \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot ^\circ\text{C});$$

$$c_{\text{CO}} = 1,288 + 0,0001211 t_{\text{г.в}} = 1,288 + 0,0001211 \cdot 80 = 1,298 \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot ^\circ\text{C}).$$

Средняя теплоемкость КПУ (по $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$) при $t_{\text{г.в}} = 80 \text{ } ^\circ\text{C}$ составляет $c_{\text{КПУ}} = 4,495 \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot ^\circ\text{C})$.

Среднюю теплоемкость отходящих газов $c_{\text{г.в}}$ находим по принципу аддитивности, пренебрегая содержанием в смеси H_2S и ПАУ. Концентрации учитываемых компонентов принимаем такими, чтобы их сумма была равна 100 %.

$$c_{\text{г.в}} = 0,01(1,289 \cdot 77 + 1,326 \cdot 3 + 1,493 \cdot 12 + 1,737 \cdot 2,5 + 1,298 \cdot 0,5 + 4,495 \cdot 5) = 1,486 \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot ^\circ\text{C}).$$

Находим по справочным данным средние теплоемкости продуктов сгорания при $t_{c(\text{г.в})} = 1500 \text{ } ^\circ\text{C}$, $\text{кДж}/(\text{м}^3 \cdot ^\circ\text{C})$:

$$c_{\text{CO}_2} = 2,3445; \quad c_{\text{H}_2\text{O}} = 1,8585; \quad c_{\text{N}_2} = 1,4503; \quad c_{\text{O}_2} = 1,5343.$$

Вычисляем характеристики процесса сжигания отбросных газов по соотношениям (9.32-9.38 и 9.25):

$$V_{\text{г.в}} = 4,76 \cdot 0,01(6,5 \cdot 5 + 0,5 \cdot 0,5 - 3) = 1,416 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$V_{\text{CO}_2(\text{г.в})} = 0,01(2,5 + 0,5 + 4 \cdot 5) = 0,23 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}(\text{г.в})} = 0,01(12 + 5 \cdot 5) + 1,2444 \cdot 12 \cdot 10^{-3} \cdot 1,1 \cdot 1,416 = 0,393 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$V_{\text{N}_2(\text{г.в})} = 0,79 \cdot 1,1 \cdot 1,416 + 0,01 \cdot 77 = 2,001 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$V_{\text{O}_2(\text{г.в})} = 0,21(1,1 - 1)1,416 = 0,03 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$q_{\text{г.в}} = 0,01(12640 \cdot 0,5 + 123500 \cdot 5) = 6238,2 \text{ кДж}/\text{м}^3;$$

$$t_{c(\text{г.в})} = \frac{1,486 \cdot 80 + 1,1 \cdot 1,416 \cdot 1,289 \cdot 20 + 6238,2}{0,23 \cdot 2,3545 + 0,393 \cdot 1,8585 + 2,001 \cdot 1,4503 + 0,03 \cdot 1,5343} = 1516 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$t_{\text{гор}(\text{г.в})} = 0,85 \cdot 1516 = 1290 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Максимальные значения объемов дымовых газов $V_{дг} = 2,654 \text{ м}^3$ и дутьевого воздуха $V_{в} = 1,416 \text{ м}^3$, приходящиеся на 1 м^3 отходящего газа, определены из режима его термообработки без дополнительного топлива, максимальный расход топлива $V_{т} = 0,05855 \text{ м}^3$ на 1 м^3 отходящего газа – из режима обработки с дополнительной подачей топливного газа. Максимальная температура в зоне обработки отходящего газа достигает $t_{\text{топ}} = 1290 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

По расходу газовых выбросов, равных согласно заданию $Q_{г} = 180 \cdot 20 / 3600 = 1,0 \text{ м}^3/\text{с}$, определяем величины максимальных расходов воздуха ($\text{м}^3/\text{с}$) для сжигания горючих компонентов газовых выбросов $W_{в.(г.в)}$ и топливного и отходящего газов совместно $\sum W_{в}$; продуктов сгорания горючих компонентов газовых выбросов $W_{дг.(г.в)}$ и продуктов совместного сгорания топливного и отходящего газов $\sum W_{дг}$; топливного газа $W_{т}$:

$$W_{в.(г.в)} = 1,1 V_{г.в} Q_{г} = 1,1 \cdot 1,416 \cdot 1,0 = 1,558;$$

$$\sum W_{в} = 1,1 \cdot \sum V_{т} Q_{г} = 1,1 \cdot 0,8067 \cdot 1,0 = 0,887;$$

$$W_{дг.(г.в)} = V_{дг} Q_{г} = 2,654 \cdot 1,0 = 2,654;$$

$$\sum W_{дг} = \sum V_{дг} Q_{г} = 2,095 \cdot 1,0 = 2,095;$$

$$W_{т} = V_{т} Q_{г} = 0,05855 \cdot 1,0 = 0,05855.$$

Находим по выражению (9.23) и сравниваем значения максимальных тепловых нагрузок топки при термообработке отходящих газов с дополнительным сжиганием топлива и без него.

В режиме термообработки газовых выбросов без дополнительного топлива принимаем $W_{т} = Q_{г} = 1,0 \text{ м}^3/\text{с}$; $q_{т} = q_{г.в} = 6238,2 \text{ кДж/м}^3$ (значение $q_{г.в}$ при максимальной концентрации $У_{\text{КПУ}} = 5 \text{ \% об.}$), тогда по формуле (9.23):

$$V_{к} [q_{в}] = Q_{г} q_{г.в} = 1 \cdot 6238,2 = 6238,2 \text{ кВт.}$$

В режиме термообработки с дополнительной подачей топлива тепловая нагрузка топки складывается из нагрузок по отходящему и топливному газам, причем максимальная нагрузка соответствует минимальной концентрации КПУ. В этом режиме $Q_{г} = 1,0 \text{ м}^3/\text{с}$, $q_{г.в} = 69,38 \text{ кДж/м}^3$ и $W_{т} = 0,05855 \text{ м}^3/\text{с}$, тогда

$$V_{к} [q_{в}] = Q_{г} q_{г.в} + W_{т} q_{т} = 1 \cdot 69,38 + 0,05855 \cdot 62451,5 = 3726 \text{ кВт.}$$

Объем топочной камеры вычисляем по соотношению (9.22) для наибольшей тепловой нагрузки $V_{к} [q_{в}] = 6238,2 \text{ кВт}$:

$$V_{к} = \frac{\sum_{i=1}^N W_{т(г.в)} q_{т(г.в)}}{[q_{в}]} = \frac{6238,2}{200} = 31,2 \text{ м}^3.$$

По формуле (9.24) определяем ориентировочное время пребывания загрязнителей в топке, необходимое для их полного окисления в зоне горения с температурой $t_{\text{гор}} = 1000 \text{ }^\circ\text{C}$:

$$\tau = 25 \left(1 - \frac{t_{\text{гор}}}{1060} \right) = 25 \left(1 - \frac{1000}{1060} \right) \approx 1,5 \text{ с.}$$

По соотношению (9.26)

$$V_{\text{к}} \geq W_{\text{д.г}} \tau \frac{273 + t_{\text{гор}}}{273 K_{\text{т}}}$$

выполним проверку достаточности объема топки $V_{\text{к}} = 31,2 \text{ м}^3$ для обеспечения необходимого времени пребывания $\tau = 1,5 \text{ с}$ дымовых газов с температурой $t = 1000 \text{ }^\circ\text{C}$ при максимальном расходе $\sum W_{\text{д.г}} = 2,095 \text{ м}^3/\text{с}$:

$$V_{\text{к}} \geq 2,095 \cdot 1,5 \cdot \frac{273 + 1000}{273 \cdot 0,8} = 18,3 \text{ м}^3.$$

Используя соотношение (9.26), вычисляем время пребывания продуктов сгорания отходящего газа с максимальным содержанием КПУ ($y_{\text{КПУ}} = 5 \text{ \% об.}$) при его термообработке без дополнительного топлива в топке объемом $V_{\text{к}} = 31,2 \text{ м}^3$. Параметры продуктов сгорания в соответствующем режиме: $W_{\text{д.г(г.в)}} = 2,654 \text{ м}^3/\text{с}$; $t_{\text{гор(г.в)}} = 1290 \text{ }^\circ\text{C}$.

$$\tau = \frac{V_{\text{к}} K_{\text{т}} \cdot 273}{W_{\text{д.г(г.в)}} (273 + t_{\text{гор(г.в)}})} = \frac{31,2 \cdot 0,8 \cdot 273}{2,654 (273 + 1290)} = 1,74 \text{ с.}$$

Полученное значение τ можно считать достаточным для полного обезвреживания газовых загрязнителей и в режиме термообработки без дополнительного топлива.

Эквивалентный диаметр и высота топки по уравнениям (9.29) и (9.31):

$$D_{\text{э}} = 0,8 \sqrt[3]{V_{\text{к}}} = 0,8 \sqrt[3]{31,2} = 2,518 \text{ м};$$

$$H = (1,7 \dots 2,0) D_{\text{э}} = 1,98 \cdot 2,518 \approx 5 \text{ м.}$$

Площадь поперечного сечения топки составляет

$$S_{\text{к}} = V_{\text{к}} / H = 31,2 / 5 = 6,24 \text{ м}^2.$$

Приняв соотношение сторон сечения 1,41:1, находим размеры топки по фрейту и длине $B \times L \cong 2,1 \times 3 \text{ м}$.

Контрольные задачи

Задача 9.1. Определить объем катализатора $V_{\text{кат}}$ для окисления SO_2 в SO_3 , если время контакта газа с катализатором $\tau = 0,55$ с. Пористость слоя $\varepsilon = 0,364$. Температура в реакционной зоне $t = 550$ °С. Расход газа $Q_r = 10300$ м³/ч.

Задача 9.2. Определить объемную скорость газа q_r (м³/с) в реакторе окисления SO_2 , если линейная скорость газа $v_r = 0,8$ м/с. Диаметр реактора $D_a = 3$ м. Высота слоя катализатора $H_0 = 300$ мм. Температура в реакторе $t = 500$ °С.

Задача 9.3. Определить наибольший диаметр грапулированных частиц катализатора d_{max} , начинающих переходить во взвешенное состояние в газе (воздухе) при скорости его в аппарате $v_0 = 0,2$ м/с. Температура процесса $t = 180$ °С. Определить также объемную концентрацию частиц $(1 - \varepsilon)$, если скорость газа повысится до $v_0 = 0,4$ м/с. Насыпная плотность катализатора $\rho_{\text{нас}} = 660$ кг/м³.

Задача 9.4. Рассчитать параметры термического обезвреживания огневой обработкой отходящих газов установки на асфальтобетонном заводе. Количество газовых выбросов $Q_r = 7200$ м³/ч, температура газов $t_r = 85$ °С, состав (% об.): $\text{N}_2 - 75$ %; $\text{O}_2 - 4$; H_2O (пары) – 12; $\text{CO}_2 - 3,5$; $\text{CO} - 1,0$; углеводороды и их кислородные производные (КПУ) – 4,5. Для термообезвреживания может быть использован топливный газ следующего состава, (% об.): $\text{CH}_4 - 38$; $\text{C}_2\text{H}_6 - 19$; $\text{C}_3\text{H}_8 - 18,0$; $\text{C}_4\text{H}_{10} - 9,5$; $\text{C}_5\text{H}_{12} +$ высшие углеводороды – 4,5; $\text{CO}_2 - 0,2$; $\text{N}_2 - 10,8$.

Приложение

Т а б л и ц а П.1

Физические свойства сухого воздуха при $p = 98$ кПа (760 мм рт. ст.)

Температура $t, ^\circ\text{C}$	Плотность $\rho, \text{кг/м}^3$	Удельная теплоемкость $c, \text{кДж/(кг}\cdot\text{К)}$	Теплопро- водность $\lambda \cdot 10^2,$ $\text{Вт/(м}\cdot\text{К)}$	Динамиче- ская вяз- кость $\mu \cdot 10^6, \text{Па}\cdot\text{с}$	Число Прандтля Pr
-20	1,395	1,009	2,28	16,2	0,716
-10	1,342	1,009	2,36	16,7	0,712
0	1,293	1,005	2,44	17,2	0,707
10	1,247	1,005	2,51	17,6	0,705
20	1,205	1,005	2,59	18,1	0,703
30	1,165	1,005	2,67	18,6	0,701
40	1,128	1,005	2,76	19,1	0,699
50	1,093	1,005	2,83	19,6	0,698
60	1,060	1,005	2,90	20,1	0,696
70	1,029	1,009	2,96	20,6	0,694
80	1,000	1,009	3,05	21,1	0,692
90	0,972	1,009	3,13	21,5	0,690
100	0,946	1,009	3,21	21,9	0,688
120	0,898	1,009	3,34	21,9	0,688
140	0,854	1,013	3,49	23,7	0,684
160	0,815	1,017	3,64	24,5	0,682
180	0,779	1,022	3,78	25,3	0,681

Т а б л и ц а П.2

Значения нормальной функции распределения

x	$\Phi(x)$	x	$\Phi(x)$	x	$\Phi(x)$	x	$\Phi(x)$
- 2,70	0,0035	- 1,06	0,1446	0,00	0,5000	1,08	0,8599
- 2,60	0,0047	- 1,04	0,1492	0,02	0,5080	1,10	0,8643
- 2,50	0,0062	- 1,02	0,1539	0,04	0,5160	1,12	0,8686
- 2,40	0,0082	- 1,00	0,1587	0,06	0,5239	1,14	0,8729
- 2,30	0,0107	- 0,98	0,1635	0,08	0,5319	1,16	0,8770
- 2,20	0,0139	- 0,96	0,1685	0,10	0,5398	1,18	0,8810
- 2,10	0,0179	- 0,94	0,1736	0,12	0,5478	1,20	0,8849
- 2,00	0,0228	- 0,92	0,1788	0,14	0,5557	1,22	0,8888
- 1,98	0,0239	- 0,90	0,1841	0,16	0,5636	1,24	0,8925
- 1,96	0,0250	- 0,88	0,1894	0,18	0,5714	1,26	0,8962
- 1,94	0,0262	- 0,86	0,1949	0,20	0,5793	1,28	0,8997
- 1,92	0,0274	- 0,84	0,2005	0,22	0,5871	1,30	0,9032
- 1,90	0,288	- 0,82	0,2061	0,24	0,5948	1,32	0,9066
- 1,88	0,0301	- 0,80	0,2119	0,26	0,6026	1,34	0,9099
- 1,86	0,0314	- 0,78	0,2177	0,28	0,6103	1,36	0,9131
- 1,84	0,0329	- 0,76	0,2236	0,30	0,6179	1,38	0,9162
- 1,82	0,0344	- 0,74	0,2297	0,32	0,6255	1,40	0,9192
- 1,80	0,0359	- 0,72	0,2358	0,34	0,6331	1,42	0,9222
- 1,78	0,0375	- 0,70	0,2420	0,36	0,6406	1,44	0,9251
- 1,76	0,0392	- 0,68	0,2483	0,38	0,6480	1,46	0,9279
- 1,74	0,0409	- 0,66	0,2546	0,40	0,6554	1,48	0,9306
- 1,72	0,0427	- 0,64	0,2611	0,42	0,6628	1,50	0,9332

- 1,70	0,0446	- 0,62	0,2676	0,44	0,6700	1,52	0,9357
- 1,68	0,0465	- 0,60	0,2743	0,46	0,6772	1,54	0,9382
- 1,66	0,0485	- 0,58	0,2810	0,48	0,6844	1,56	0,9406
- 1,64	0,0505	- 0,56	0,2877	0,50	0,6915	1,58	0,9429
- 1,62	0,0526	- 0,54	0,2946	0,52	0,6985	1,60	0,9452
- 1,60	0,0548	- 0,52	0,3015	0,54	0,7054	1,62	0,9474
- 1,58	0,0571	- 0,50	0,3085	0,56	0,7123	1,64	0,9495
- 1,56	0,0594	- 0,48	0,3156	0,58	0,7190	1,66	0,9515
- 1,54	0,0618	- 0,46	0,3228	0,60	0,7257	1,68	0,9535
- 1,52	0,0643	- 0,44	0,3300	0,62	0,7324	1,70	0,9554
- 1,50	0,0668	- 0,42	0,3372	0,64	0,7389	1,72	0,9573
- 1,48	0,0694	- 0,40	0,3446	0,66	0,7454	1,74	0,9591
- 1,46	0,0721	- 0,38	0,3520	0,68	0,7517	1,76	0,9608
- 1,44	0,0749	- 0,36	0,3594	0,70	0,7580	1,78	0,9625
- 1,42	0,0778	- 0,34	0,3669	0,72	0,7642	1,80	0,9641
- 1,40	0,0808	- 0,32	0,3745	0,74	0,7703	1,82	0,9656
- 1,38	0,0838	- 0,30	0,3821	0,76	0,7764	1,84	0,9671
- 1,36	0,0869	- 0,28	0,3897	0,78	0,7823	1,86	0,9686
- 1,34	0,0901	- 0,26	0,3974	0,80	0,7881	1,88	0,9699
- 1,32	0,0934	- 0,24	0,4052	0,82	0,7939	1,90	0,9713
- 1,30	0,0968	- 0,22	0,4129	0,84	0,7995	1,92	0,9726
- 1,28	0,1003	- 0,20	0,4207	0,86	0,8051	1,94	0,9738
- 1,26	0,1038	- 0,18	0,4286	0,88	0,8106	1,96	0,9750
- 1,24	0,1075	- 0,16	0,4364	0,90	0,8159	1,98	0,9761
- 1,22	0,1112	- 0,14	0,4443	0,92	0,8212	2,00	0,9772
- 1,20	0,1151	- 0,12	0,4522	0,94	0,8264	2,10	0,9821
- 1,18	0,1190	- 0,10	0,4602	0,96	0,8315	2,20	0,9861
- 1,16	0,1230	- 0,08	0,4681	0,98	0,8365	2,30	0,9893
- 1,14	0,1271	- 0,06	0,4761	1,00	0,8413	2,40	0,9918
- 1,12	0,1314	- 0,04	0,4840	1,02	0,8461	2,50	0,9938
- 1,10	0,1357	- 0,02	0,4920	1,04	0,8508	2,60	0,9953
- 1,08	0,1401	- 0,00	0,5000	1,06	0,8554	2,70	0,9965

Т а б л и ц а П.3

Функция логарифмически-вероятностного распределения

x	$\Phi(x)$	x	$\Phi(x)$	x	$\Phi(x)$	x	$\Phi(x)$
0,00	0,0000	54	0,4108	08	0,7199	62	0,8948
01	0,0089	55	0,4177	09	0,7243	63	0,8969
02	0,0160	56	0,4245	1,10	0,7287	64	0,8990
03	0,0239	57	0,4313	11	0,7330	65	0,9011
04	0,0319	58	0,4381	12	0,7373	66	0,9031
05	0,0399	59	0,4448	13	0,7415	67	0,9051
06	0,0478	0,60	0,4515	14	0,7457	68	0,9070
07	0,0558	61	0,4581	15	0,7499	69	0,9090
08	0,0638	62	0,4647	16	0,7540	1,70	0,9109
09	0,0717	63	0,4713	17	0,7580	7Г	0,9127
0,10	0,0797	64	0,4778	18	0,7620	72	0,9146
11	0,0876	65	0,4843	19	0,7660	73	0,9164
12	0,0955	66	0,4907	1,20	0,7699	74	0,9181
13	0,1034	67	0,4971	21	0,7737	75	0,9199
14	0,1113	68	0,5035	22	0,7775	76	0,9216
15	0,1192	69	0,5098	23	0,7813	77	0,9233
16	0,1271	0,70	0,5161	24	0,7850	78	0,9246
17	0,1350	71	0,5223	25	0,7887	79	0,9263
18	0,1428	72	0,5285	26	0,7923	1,80	0,9281
19	0,1507	73	0,5346	27	0,7959	81	0,9297
0,20	0,1585	74	0,5407	28	0,7995	82	0,9312
21	0,1663	75	0,5467	29	0,8029	83	0,9328
22	0,1741	76	0,5527	1,30	0,8064	84	0,9342
23	0,1819	77	0,5587	31	0,8098	85	0,9357
24	0,1897	78	0,5646	32	0,8132	86	0,9371
25	0,1974	79	0,5705	33	0,8163	87	0,9385
26	0,2051	0,80	0,5763	34	0,8198	88	0,9399
27	0,2128	81	0,5821	35	0,8230	89	0,9412
28	0,2205	82	0,5878	36	0,8262	1,90	0,9426
29	0,2282	83	0,5935	37	0,8293	91	0,9439
0,30	0,2358	84	0,5991	38	0,8324	92	0,9451

31	0,2434	85	0,6047	39	0,8355	93	0,9464
32	0,2510	86	0,6102	1,40	0,8385	94	0,9476
33	0,2586	87	0,6157	41	0,8415	95	0,9488
34	0,2661	88	0,6211	42	0,8444	96	0,9500
35	0,2737	89	0,6265	43	0,8475	97	0,9512
36	0,2812	0,90	0,6319	44	0,8501	98	0,9523
37	0,2886	91	0,6372	45	0,8529	99	0,9534
38	0,2961	92	0,6424	46	0,8557	2,00	0,9545
39	0,3035	93	0,6475	47	0,8584	05	0,9596
0,40	0,3108	94	0,6528	48	0,8611	10	0,9643
41	0,3182	95	0,6579	49	0,8638	15	0,9684
42	0,3255	96	0,6629	1,50	0,8664	20	0,9722
43	0,3328	97	0,6680	51	0,8690	2,25	0,9756
44	0,3401	98	0,6729	52	0,8715	30	0,9786
45	0,3473	99	0,6778	53	0,8740	35	0,9812
46	0,3545	1,00	0,6827	54	0,8764	40	0,9836
47	0,3616	01	0,6875	55	0,8789	45	0,9857
48	0,3688	02	0,6923	56	0,8812	2,50	0,9876
49	0,3759	03	0,6970	57	0,8836	55	0,9892
0,50	0,3829	04	0,7017	58	0,8859	60	0,9907
51	0,3899	05	0,7063	59	0,8982	65	0,9920
52	0,3969	06	0,7109	1,60	0,8904	70	0,9931
53	0,4039	07	0,7154	61	0,8926		

Т а б л и ц а П.4

Технические данные ячеяковых фильтров

Тип фильтра	Заполнитель	Начальное /конечное сопротивление, Па	Пылеем-кость П, г/м ²	Масса, кг
ФЯР	Гофрированные металлические сетки	40/300	1500	7,9
ФЯВ	Гофрированные винипластовые сетки	50/300	2000	4,0
ФЯУ	Упругое стекловолокно	40/300	400	3,0
ФЯП	Модифицированный пенополиуретан	60/300	200	3,3

Примечание. Для всех фильтров: габарит 514 × 514 × 55 мм; площадь рабочего сечения 0,22 м²; проницаемая способность 1540 м³/ч при удельной воздушной нагрузке 7000 м³ на 1 м²; эффективность очистки до 80 %.

Т а б л и ц а П.5

Технические характеристики рукавных фильтров

Фильтр	Площадь фильтрации, м ²		Число элементов, шт.			Параметры рукава, мм		Удельная газовая нагрузка, м ³ /(м ² ·мин)	Допустимая запыленность, г/м ³
	общая	рабочая	секции	рукавов в секции	рукавов в фильтре	Диаметр	Длина		
ФВК-30	30	15	2		36				
ФВК-60	60	45	4	18	72		2060		
ФВК-90	90	75	6		108				
ФРМ1-6	126	105	6		60				
ФРМ1-8	168	147	8	10	80		2060		
ФРМ1-9	210	189	10		100				
ФВВ-45	45	30	3		54				
ФВВ-60	60	45	4	18	72		2090		
ФВВ-90	90	75	6		108				
ФТНС-4	12	12	1		4				
ФТНС-8	24	24	2	4	8		2500		
ФТНС-12	36	36	3		12				
ФРКИ-30	30		1		36		2000		
ФРКИ-60	60		2		72		2000		
ФРКИ-90	90		3	36	108		2000	1,8	20
ФРКИ-180	180		4		144		3000		
ФРКИ-360	360		8		288		3000		
ФРКДИ-550	550				216				
ФРКДИ-720	720				288		6000	1,6	50
ФРКДИ-1100	1100				432				

ФРО-2400	2400				12		504	200	8000	0,3-0,9	20
ФРО-6000	6000				12		648	300	10000		
ФРО-20300	20300				10		2160	300	10000		
ФРУІ-5	5				1		14	130	1000		
ФРУІІ-10	10				2		28	130	1000		
ФРУІІІ-15	15								1500		
ФРУІІІІ-22,5	22,5				3		42	130	1500		
ФРУІІІІІ-30	30								2000		
ФРУІV-40	40				4		56	130	2000		
ФРУІV-50	50								2500		
УРФМ-ІМ	2300				20	42	840	220	4063	0,7-1,2	50
УРФМ-ІІ	1610				14		588				
Г4-ІБФМ-30	30				2		36				
Г4-ІБФМ-45	45				3		54				
Г4-ІБФМ-60	60				4		72				
Г4-ІБФМ-90	90				6		108			1,5-2	15
Г4-2БФМ-45	45				3		54		2090		
Г4-2БФМ-60	60				4		72				
Г4-2БФМ-90	90				6		108				

Т а б л и ц а П.6

Допустимые удельные нагрузки для рукавных фильтров

Вид загрязнителя	«Скорость фильтрации» w_{ϕ} , м ³ /(м ² ·с), при способе регенерации		
	В, О	И	О
Сажа, белая сажа (кремнезем), возгоны свинца и цинка, конденсационные аэрозоли, пыль косметических и моющих порошков, молочный порошок, активированный уголь, цементная пыль от печей (в дымовых газах)	0,0075...0,01	0,0133...0,033	0,0055...0,0075
Возгоны железа и ферросплавов, карбидных печей, пыль цемента от мельниц, глинозема, извести, корунда, крахмала, производства удобрений, пластмасс, литейного производства	0,01...0,0125	0,025...0,042	0,0075...0,0092
Летучая зола, пыль: каменноугольная, тальковая, пигментов, переработки руд, известняка, каолина, цемента от холодильников, керамических производств, от песко- и дробеструйной очистки, фрита эмалей	0,0117...0,0133	0,033...0,058	0,01...0,015
Пыли асбеста и мелковолоконистых материалов, гипса, перлита, производства резины, шлифовальных процессов, поваренной соли, муки	0,0133...0,0258	0,042...0,075	-
Пыли производства комбикормов, табачных изделий, обработки кожи и дерева, грубые растительные волокна	0,015...0,033	0,042...0,1	-

Примечание: В - встряхивание, И - импульсная продувка, О - обратная продувка.

Фильтры тонкой очистки

Т а б л и ц а П.7

Марка фильтра	Площадь фильтрации м ²	Расход газа, м ³ /ч	Сопروتивление фильтра, Па	Габариты каркаса, мм	
				Входное сечение	Длина
Д-2,8	2,76	420	137...186	296×318	370
Д-6	6,1	900	137...186	320×636	370
Д-9	9,0	1350	196...245	320×636	520
Д-15	15,1	2260	402...471	355×636	750
Д-16	15,6	2340	196...245	320×636	470
ЛАИК СП-3/15	15,1	2250	177	565×735	780
ЛАИК СП-3/17	17,5	2250	147	615×995	355
ЛАИК СП-6/15	15,1	2250	235	565×735	780
ЛАИК СП-6/17	17,5	2350	206	615×995	355

Примечание. Все характеристики рассчитаны на режиме работы при скорости фильтрации $w_{\phi} \approx 4,2$ см/с (150 м/ч). Фильтроматериалом служит ФП (ФПП-25, ФПП-15 или др. марки). Допустимая температура эксплуатации 60 °С. Назначение - для приточной и вытяжной вентиляции. В марке фильтра, например Д-9, цифрой обозначена площадь фильтрации S_{ϕ} (м²), буква Д означает деревянный корпус. Содержащиеся цифры в обозначении фильтра марки ЛАИК означают: числитель – начальное сопротивление при скорости фильтрации $w_{\phi} = 1$ см/с; знаменатель – площадь фильтрации, м². Габаритные размеры относятся к каркасу фильтра.

Т а б л и ц а П.8

Технические характеристики скрубберов Вентури с кольцевым
 регулируемым сечением

Тип аппарата	Расход газа, тыс м ³ /ч	Диаметр горловины, мм	Диаметр каплеуловителя, мм	Скорость газа в капле- уловителе, м/с
СВ-150/90-800	2 - 7	150	800	1,4-5,0
СВ-210/120-1200	7-15	210	1200	2,3-5,0
СВ-300/180-1600	15 - 30	300	1600	2,5-5,0
СВ-400/250-2200	30 - 50	400	2200	3,0-5,0
СВ-900/820-1600	50 - 80	900	1600	6,9-11,0
СВ-1020/920-2000	80 - 120	1020	2000	7,1-10,6
СВ-1150/1020-2400	120 - 180	1150	2400	7,4-11,0
СВ-1380/1220-2000	160 - 240	1380	2000	7,1-10,6
СВ-1620/1420-2400	240 - 340	1620	2400	7,4-10,4
СВ-1860/1620-2800	340 - 500	1860	2800	7,1-11,3

Т а б л и ц а П.9

Технические характеристики труб Вентури типа ГВПВ

Типоразмер трубы	Диаметр горловины, мм	Производительность (по условиям выхода), м ³ /ч	Расход оро- шающей жидкости, м ³ /ч	Давление жидкости перед форсункой, МПа (кгс/см ²)	Габаритные размеры, мм
1	2	3	4	5	6
ГВПВ- 0,006-400	85	1700...3500	1,2...6,8	0,18...0,37(1,8...3,7)	560×445×1850
			2,2...5	0,08...0,41(0,8...4,1)	575×445×1850
					670×540×2500
ГВПВ- 0,010-400	115	3100...6500	5...13	0,06...0,4(0,6...4)	685×540×2500
			2,9—5	0,08...0,41(0,8...4,1)	700×575×2940
ГВПВ- 0,014-400	135	4140...8400	4...17	0,06...0,7(0,6...7)	720×575×2940
			3,9...13	0,08...0,98(0,8...9,8)	785×645×3140
ГВПВ- 0,019-400	155	5590... 11340	13...23	0,42...0,71(4,2...7,1)	795×645×3140
			5,2...13	0,15...0,98(1,5...9,8)	925×775×3790
ГВПВ- 0,025-400	180	7490... 15120	13...30	0,08...0,45(0,8...4,5)	985×775×3790
			6,5...13	0,06...0,25(0,6...2,5)	1325×790×4025
ГВПВ- 0,030-400	200	9320... 18900	13...38	0,1...0,91(1,0...9,1)	1355×790×4025
			10...30	0,06...0,57(0,6...5,7)	

ГВПВ-0,045-400	240	13800... 28000	30...56 13...30	0,11...0,39(1,1...3,9) 0,1...0,57(1,0...5,7)	1420×880×4620
ГВПВ-0,060-400	280	18630... 37800	30...75 17...45	0,11...0,71(1,1...7,1) 0,08...0,57(0,8...5,7)	1630×1075×5425
ГВПВ-0,080-400	320	23460... 47600	45...95 23...45	0,11...0,5(1,1...5) 0,08...0,32(0,8...3,2)	1545×1480×5940 1835×1835×7240
ГВПВ-0,100-400	370	32430... 65800	45...132 29...45	0,06...0,54(0,6...5,4) 0,13...0,32(1,3...3,2)	1860×1835×7240 2015×2015×8140
ГВПВ-0,140-400	420	41400... 84000	45...168	0,06...0,8(0,6...8)	2060×2015×8140

Т а б л и ц а П.10

Технические характеристики типоразмерного ряда каплеуловителей

Типоразмер каплеуловителя	Диаметр аппарата, мм	Производительность, м ³ /ч	Размеры, мм
КЦТ-400	400	1700	670× 670×1210
КЦТ-500	500	3100...3890	770× 770× 1750
КЦТ-600	600	3890...5600	870× 870× 2000
КЦТ-700	700	5600...7625	970× 970× 2220
КЦТ-800	800	7625...9960	1070× 1070× 2462
КЦТ-900	900	9960...12600	1180× 1180× 2754
КЦТ-1000	1000	12600...15560	1270× 1270× 3004
КЦТ-1200	1200	15560...22410	1480× 1480× 3557
КЦТ-1400	1400	22410...30500	1670× 1670× 4107
КЦТ-1600	1600	30500...39840	1870× 1870× 4607
КЦТ-1800	1800	39840...50420	2390× 2130× 5208
КЦТ-2000	2000	50420...62245	2570× 2320× 5758
КЦТ-2200	2200	62245...75315	2770× 2520× 6408
КЦТ-2400	2400	75315...84000	2970× 2720× 6908

Т а б л и ц а П.11

Конструктивные характеристики электрофильтров

Марка и типоразмер электрофильтра	Площадь активного сечения, м ²	Общая площадь осаждения, м ²	Допустимая запыленность газа, г/м ³	Габариты, м		
				длина	ширина	высота
ЭГА1-10-4-4-2	11	430	90	9,26	4,84	10,41
ЭГА1-10-4-6-2		645		11,82		11,41
ЭГА1-10-4-6-3		967		17,28		11,41
ЭГА1-10-6-4-2	16,5	635	90	9,26	4,89	12,41
ЭГА1-10-6-4-3		952		13,44		13,41
ЭГА1-10-6-6-2		952		11,82		
ЭГА1-10-6-6-3	1430	17,28	90	17,28	5,56	13,41
ЭГА-12-6-5-2	952	10,54		10,54		13,41
ЭГА-12-6-5-3	1430	15,36		15,36		
ЭГА1-14-7,5-4-3	28,7	1656	90	13,44	6,15	13,91
ЭГА1-14-7,5-4-4		2210		17,62		14,91
ЭГА1-14-7,5-6-2		1656		11,82		
ЭГА1-14-7,5-6-3	2485	17,28	90	17,28	7,95	15,41
ЭГА1-20-7,5-4-3	2366	13,44		13,44		
ЭГА1-20-7,5-4-4	3157	17,62		17,62		
ЭГА1-20-7,5-6-2	41	2366	90	11,82	7,95	15,41
ЭГА1-20-7,5-6-3		3550		17,28		
ЭГА1-20-9-6-2		2827		11,82		
ЭГА1-20-9-6-3	49	4243	90	17,28	7,95	16,91
ЭГА1-20-9-6-4		5660		22,74		
УГМ-2-3,5		160		7,2		
УГМ-2-7	7	320	60	7,2	4,5	9,43

ЭСГ-15-3	15	825	30	14,9	5,1	13,254
УГТ1-40-3	40	2660	50	14,11	7,79	18,695
ЭГТ2-3-2,5-30	30	2238	40	12,6	6,23	17,16
ЭГТ2-4-2,5-30		2984		16,6	6,23	17,16
ЭГТ2-3-2,5-40	40	2895		12,6	7,79	17,86
ЭГТ2-4-2,5-40		3860		16,6	7,79	17,86
ЭГТ2-3-2,5-60	60	4343		12,6	10,64	17,16
ЭГТ2-4-2,5-60		5790		16,6	10,64	17,16
УВ2×10	21,6	1200	30	5,755	6,69	20,15
УВ3×10	32,4	1800		5,755	9,69	20,15
УВ1×16	16	900		5,755	5,19	20,15
УВ2×16	32	1800		5,755	9,69	20,15
УВ2×24	48	2640		8,15	9,69	21,7
УВ3×24	72	3960		8,15	14,19	21,7

Т а б л и ц а П.12

Абсорбенты, применяемые для очистки отходящих газов

Поглощаемые компоненты	Абсорбенты
Оксиды азота (N_2O_3), (NO_2), (N_2O_5)	Вода, водные растворы и суспензии: $NaOH$, Na_2CO_3 , $NaHCO_3$, KOH , K_2CO_3 , $KHCO_3$, $Ca(OH)_2$, $CaCO_3$, $Mg(OH)_2$, $MgCO_3$, $Ba(OH)_2$, $BaCO_3$, NH_4HCO_3
Оксид азота (NO)	Растворы $FeCl_2$, $FeSO_4$, $Na_2S_2O_3$, $NaHCO_3$, Na_2SO_3 , $NaHSO_3$
Диоксид серы (SO_2)	Вода, водные растворы: Na_2SO_3 (18...25 %-е), NH_4OH (5...15 %-е), $Ca(OH)_2$, Na_2CO_3 (15...20 %-е), $NaOH$ (15...25 %-е), KOH , $(NH_4)_2SO_3$ (20...25 %-е), $ZnSO_3$, K_2CO_3 ; суспензии CaO , MgO , $CaCO_3$, ZnO , золы; ксилидин—вода в соотношении 1 : 1, диметиланилин $C_6H_3(CH_3)_2NH_2$
Сероводород (H_2S)	Водный раствор $Na_2CO_3 + Na_3AsO_4$ (Na_2HAsO_3); водный раствор As_2O_3 (8...10 г/л) + NH_3 (1,2...1,5 г/л) + $(NH_4)_3AsO_3$ (3,5...6 г/л); моноэтаноламин (10...15 %-й раствор); растворы K_3PO_4 (40...50 %-е), NH_4OH , K_2CO_3 , Na_2CO_3 , $CaCN_2$, натриевая соль антрахиондисульфокислоты
Оксид углерода (CO)	Жидкий азот; медно-аммиачные растворы $[Cu(NH_3)]_n \times COCN$
Диоксид углерода (CO_2)	Водные растворы Na_2CO_3 , K_2CO_3 , $NaOH$, KOH , $Ca(OH)_2$, NH_4OH , этаноламины RNH_2 , R_2NH
Хлор (Cl_2)	Растворы $NaOH$, KOH , $Ca(OH)_2$, Na_2CO_3 , K_2CO_3 , $MgCO_3$, $CaCO_3$, $Na_2S_2O_3$; тетрахлоридметан CCl_4
Хлористый водород (HCl)	Вода, растворы $NaOH$, KOH , $Ca(OH)_2$, Na_2CO_3 , K_2CO_3
Соединения фтора (HF), (SiF_4)	Вода, растворы Na_2CO_3 , $NaOH$, $Ca(OH)_2$

Т а б л и ц а П.13

Дифференциальная теплота растворения некоторых газов
 в воде при 20 °С

Вещество	Теплота растворения, кДж/кмоль
Аммиак	35322
Диоксид углерода	24637
Диоксид серы	31425
Сероводород	19106
Хлор	20531
Пары этилового спирта	47150
Пары ацетона	30449

Т а б л и ц а П.14

Характеристики насадок (размеры в мм)

Насадки	Удельная поверхность f (σ), м ² /м ³	Свободный объем ϵ , м ³ /м ³	Эквивалентный диаметр $d_{\text{э}}$, м	Насыпная плотность $\rho_{\text{нас}}$, кг/м ³
Регулярные насадки				
Деревянная хордовая (10×100), шаг в свету:				
10	100	0,55	0,022	210
20	65	0,68	0,042	145
30	48	0,77	0,064	110
Керамические кольца Рашига:				
50×50×5	110	0,735	0,027	650
80×80×8	80	0,72	0,036	670
100×100×10	60	0,72	0,048	670
Неупорядоченные насадки				
Кольца Рашига керамические:				
10×10×1,5	440	0,7	0,006	700
15×15×2	330	0,7	0,009	690
25×25×3	200	0,74	0,015	530
35×35×4	140	0,78	0,022	530
50×50×5	90	0,785	0,035	530
стальные:				
10×10×0,5	500	0,88	0,007	960
15×15×0,5	350	0,92	0,012	660
25×25×0,8	220	0,92	0,017	640
50×50×1	110	0,95	0,035	430
Кольца Палля керамические				
25×25×3	220	0,74	0,014	610
35×35×4	165	0,76	0,018	540
50×50×5	120	0,78	0,026	520
60×60×6	96	0,79	0,033	520
стальные:				
15×15×0,4	380	0,9	0,010	525
25×25×0,6	235	0,9	0,015	490
35×35×0,8	170	0,9	0,021	455
50×50×1,0	108	0,9	0,033	415
Седла керамические "Инталокс":				
12,5	625	0,78	0,005	545
19	335	0,77	0,009	560
25	255	0,77	0,012	545
38	195	0,79	0,017	480
50	118	0,81	0,027	530

Т а б л и ц а П.15

Значения коэффициента Генри E для водных растворов некоторых газов
 (в таблице даны значения $E \cdot 10^{-6}$ в мм рт.ст.)

Газ	Температура, °С										
	0	5	10	15	20	25	30	40	60	80	100
Азот	40,2	45,4	50,8	56,1	61,1	65,7	70,2	79,2	90,9	95,9	95,4
Аммиак	0,0002	-	0,00036	-	0,0006	-	0,0010	0,0016	0,0037	-	-
Ацетилен	0,55	0,64	0,73	0,82	0,92	1,01	1,11	-	-	-	-
Бром	0,0162	0,0209	0,0278	0,0354	0,0451	0,056	0,0688	0,101	0,191	0,307	-
Водород	44	46,2	48,3	50,2	51,9	53,7	55,4	57,1	58,1	57,4	56,6
Воздух	32,8	37,1	41,7	46,1	50,4	54,7	58,6	66,1	76,5	81,7	81,6
Диоксид серы	0,0011	-	0,0016	-	0,0027	-	0,0042	0,0059	0,012	-	-
Диоксид углерода	0,553	0,666	0,792	0,93	1,08	1,24	1,41	1,77	2,59	-	-
Кислород	19,3	22,1	24,9	27,7	30,4	33,3	36,1	40,7	47,8	52,2	53,3
Метан	17,0	19,7	22,6	25,6	28,5	31,4	34,1	39,5	47,6	51,8	53,3
Оксид углерода	26,7	30,0	33,6	37,2	40,7	44,0	47,1	52,9	62,5	64,3	64,3
Сероводород	0,203	0,239	0,278	0,321	0,367	0,414	0,463	0,566	0,782	1,03	1,12
Хлор	0,204	0,25	0,297	0,346	0,402	0,454	0,502	0,6	0,731	0,73	-
Этан	9,55	11,8	14,4	17,2	20,0	23,0	26,0	32,2	42,9	50,2	52,6
Этилен	4,19	4,96	5,84	6,8	7,74	8,67	9,62	-	-	-	-

Т а б л и ц а П.16

Коэффициенты диффузии газов и паров в воздухе
 (при нормальных условиях)

Газ	$D_0, 10^6 \text{ м}^2/\text{с}$	$D_0, \text{ м}^2/\text{ч}$
Азот N_2	13,2	0,0175
Аммиак NH_3	17,0	0,0612
Ацетон $\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$	9,22	-
Бензол C_6H_6	7,7	0,0277
Бутилацетат $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_2$	5,7	-
Водород H_2	61,1	0,22
Водяной пар H_2O	21,9	0,079
Диоксид серы SO_2	10,3	0,037
Диоксид углерода CO_2	13,8	0,0497
Дихлорэтан $\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$	0,072	-
Диэтиловый эфир $\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}$	7,8	0,028
Кислород O_2	17,8	0,064
Метиловый спирт CH_4O	13,3	0,0478
Серный ангидрид H_2S	9,4	0,034
Сероуглерод CS_2	8,9	0,0321
Толуол C_7H_8	0,071	-
Хлористый водород HCl	13,0	0,0467
Хлороформ CHCl_3	0,091	-
Этиловый спирт $\text{C}_2\text{H}_6\text{O}$	10,2	0,0367

Т а б л и ц а П.17

Атомные и молярные объемы некоторых элементов и молярные объемы
 некоторых газов

Вещество	Атомный объем, $\text{см}^3/\text{атом}$	Вещество	Молярный объем, $\text{см}^3/\text{моль}$
Br	27,0	H_2	14,3
C	14,8	O_2	25,6
Cl	24,6	N_2	31,2
H	3,7	Воздух	29,9
N в первичных аминах	10,5	CO	30,7
N во вторичных аминах	12,0	CO_2	34,0
N с двумя насыщенными связями	15,6	SO_2	44,8
O с двумя насыщенными связями	7,4	NO	23,6
O в альдегидах и кетонах	7,4	N_2O	36,4

О в сложных эфирах	9,1	NH ₃	25,8
О в простых эфирах	9,9	H ₂ O	18,9
О в высших простых и сложных эфирах	11,0	H ₂ S	32,9
О в кислотах	12,0	COS	51,5
О в соединениях с S, P, N	8,3	Cl ₂	48,4
S	25,6	Br ₂	53,2
F	8,7	I ₂	71,5
I	37,0		

Структурные постоянные:

- бензольное кольцо - 15;
- нафталиновое кольцо - 30;
- антраценовое кольцо - 47,5.

Т а б л и ц а П.18

Плотность жидких веществ и водных растворов
в зависимости от температуры

Вещество	Плотность, кг/м ³							
	-20 °С	0 °С	20 °С	40 °С	60 °С	80 °С	100 °С	120 °С
Азотная кислота: 100 %-я	1582	1547	1513	1478	1443	1408	1373	1338
50 %-я	—	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
Аммиак жидкий	665	639	610	580	545	510	462	390
Аммиачная вода 25 % -я	—	918	907	897	887	876	866	856
Анилин	—	1039	1022	1004	987	969	952	933
Ацетон	835	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	—	900	879	858	836	815	793	769
Бутиловый спирт	838	824	810	795	781	766	751	735
Вода	—	1000	998	992	983	972	958	943
Гексан	693	677	660	641	622	602	581	559
Глицерин 50 %-й	—	1136	1126	1116	1106	1006	996	986
Диоксид серы (жидкая)	1484	1434	1383	1327	1264	1193	1111	1010
Дихлорэтан	1310	1282	1254	1224	1194	1163	1133	1102
Изопропиловый спирт	817	1282	785	768	752	735	718	700
Кальций хлористый (25 %-й раствор).	1248	1239	1230	1220	1210	1200	1190	1180
Метиловый спирт: 100 %-й	828	810	792	774	756	736	714	690
40 %-й	—	946	935	924	913	902	891	880
Муравьиная кислота	—	1244	1220	1195	1171	1147	1121	1096
Натр едкий, растворы: 50 %-й	—	1540	1525	1511	1497	1483	1469	1454

40 %-й	–	1443	1430	1416	1403	1389	1375	1360
30 %-й	–	1340	1328	1316	1303	1289	1276	1261
20 %-й	–	1230	1219	1208	1196	1183	1170	1155
10 %-й	–	1117	1109	1100	1089	1077	1064	1049
Натрий хлористый (20 %-й раствор)	–	1157	1148	1139	1130	1120	1110	1100
Нитробензол	–	1223	1203	1183	1163	1143	1123	1103
Октан	734	718	702	686	669	653	635	617
Олеум 20 %-й	–	1922	1896	1870	1844	1818	1792	1766
Серная кислота:								
98 %-я	–	1857	1837	1817	1798	1779	1761	1742
92 %-я	1866	1845	1824	1803	1783	1765	1744	1723
75 %-я	1709	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
60 %-я	1532	1515	1498	1482	1466	1450	1434	1418
Сероуглерод	1323	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Соляная кислота (30 %-я)	1173	1161	1149	1138	1126	1115	1103	1090
Толуол	902	884	866	847	828	808	788	766
Уксусная кислота:								
100 %-я	–	1072	1048	1027	1004	981	958	922
50 %-я	–	1074	1058	1042	1026	1010	994	978
Фенол (расплавленный)	–	–	1075	1058	1040	1022	1003	987
Хлорбензол	1150	1128	1107	1085	1065	1041	1021	995
Хлороформ	1563	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
Четыреххлористый уг- лерод	1670	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390
Этилацетат	947	924	901	876	851	825	797	768
Этиловый спирт:								
100 %-й	823	806	789	772	754	735	716	693
80 %-й	–	857	843	828	813	797	783	768
60 %-й	–	904	891	878	864	849	835	820
40 %-й	–	947	935	923	910	897	885	872
20 %-й	–	977	969	957	946	934	922	910
Этиловый эфир	758	736	714	689	666	640	611	576

Т а б л и ц а П.19

Вязкость жидких веществ и водных растворов в зависимости от температуры

Вещество	Вязкость $\mu \cdot 10^3$, Па·с												
	-20 °С	-10 °С	0 °С	10 °С	20 °С	30 °С	40 °С	50 °С	60 °С	80 °С	100 °С	120 °С	
Азотная кислота:													
100 %-я.	1,49	1,24	1,05	0,92	0,8	0,72	0,64	0,57	0,5	0,39	0,35	0,31	
50 %-я	–	4	3,05	2,4	1,88	1,55	1,28	1,07	0,9	0,68	0,53	0,44	
Аммиак жидкий	0,258	0,251	0,244	0,235	0,226	0,217	0,208	0,199	0,19	–	–	–	
Аммиачная вода 25 %-я	–	–	–	1,72	1,3	1,05	0,855	0,71	0,6	0,42	0,32	0,23	
Анилин	–	–	10,2	6,5	4,4	3,12	2,3	1,8	1,5	1,1	0,8	0,59	
Ацетон	0,5	0,442	0,395	0,356	0,322	0,293	0,268	0,246	0,23	0,2	0,17	0,15	
Бензол	–	–	0,91	0,76	0,65	0,56	0,492	0,436	0,39	0,316	0,261	0,219	
Бутиловый спирт	10,3	7,4	5,19	3,87	2,95	2,28	1,78	1,41	1,14	0,76	0,54	0,38	
Вода	–	–	1,79	1,31	1,0	0,801	0,656	0,549	0,469	0,357	0,284	0,232	
Гексан	0,479	0,426	0,397	0,355	0,32	0,29	0,264	0,241	0,221	0,19	0,158	0,132	
Глицерин 50 %-й	–	–	12	8,5	6,05	4,25	3,5	2,6	2	1,2	0,73	0,45	
Диоксид серы (жидкий)	0,455	–	0,368	0,334	0,304	0,279	–	–	–	–	–	–	
Дихлорэтан	1,54	1,24	1,08	0,95	0,84	0,74	0,65	0,565	0,51	0,42	0,36	0,31	
Изопропиловый спирт	10,1	6,8	4,6	3,26	2,39	1,76	1,33	1,03	0,8	0,52	0,38	0,29	
Кальций хлористый (25 %-й)	10,6	7	4,47	3,36	2,74	2,25	1,85	1,55	–	–	–	–	
Метиловый спирт:													
100 %-й	1,16	0,97	0,817	0,68	0,584	0,51	0,45	0,396	0,351	0,29	0,24	0,21	
40 %-й	–	–	3,65	2,54	1,84	1,37	–	–	–	–	–	–	
Муравьиная кислота	–	–	–	2,25	1,78	1,46	1,22	1,03	0,89	0,68	0,54	0,4	

Хлороформ	0,9	0,79	0,7	0,63	0,57	0,51	0,466	0,426	0,39	0,33	0,29	0,26
Четыреххлористый углерод	1,9	1,68	1,35	1,13	0,97	0,84	0,74	0,65	0,59	0,472	0,387	0,323
Этилацетат	0,79	0,67	0,578	0,507	0,449	0,4	0,36	0,326	0,297	0,248	0,21	0,178
Этиловый спирт: 100 %-й	2,38	2,23	1,78	1,46	1,19	1,0	0,825	0,701	0,591	0,435	0,326	0,248
80 %-й	-	-	3,69	2,71	2,01	1,53	1,2	0,97	0,79	0,57	0,52	0,43
60 %-й	-	-	5,75	3,77	2,67	1,93	1,45	1,13	0,9	0,6	0,45	0,34
40 %-й	-	-	7,14	4,39	2,91	2,02	1,48	1,13	0,89	0,6	0,44	0,34
20 %-й	-	-	5,32	3,17	2,18	1,55	1,16	0,91	0,74	0,51	0,38	0,3
Этиловый эфир	0,364	0,328	0,296	0,268	0,243	0,22	0,199	0,182	0,166	0,14	0,118	0,1

Т а б л и ц а П.20

Коэффициенты диффузии некоторых газов
 в воде при 20 °С *

Газ	$D \cdot 10^9$, м ² /с	$D \cdot 10^6$, м ² /ч
Азот	1,9	6,9
Аммиак	1,8	6,6
Водород	5,3	19,1
Диоксид углерода, диоксид азота	1,8	6,4
Кислород	2,1	7,5
Хлор, сероводород	1,6	5,8
Хлористый водород (при 12 °С)	2,3	8,3

* При других температурах $D_t = D_{20} [1 + 0,02 (t - 20)]$.

Т а б л и ц а П.21

Нормальные ряды диаметров колонн

Вид промышленности	Нормальные ряды колонных аппаратов, мм
Химическая	400; 500; 600; 800; 1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2200; 2600; 3000
Нефтеперерабатывающая	1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2000; 2200; 2400; 2600; 2800; 3000; 3200; 3400; 3600; 3800; 4000; 4500; 5000; 5500; 6000; 6400; 7000; 8000; 9000

Т а б л и ц а П.22

Соотношения между коэффициентами массоотдачи в фазах,
 движущей силой и потоком уловленного загрязнителя

Единицы измерения движущей силы	Массовый поток загрязнителя \bar{M} , кг/с	Молярный поток загрязнителя M , кмоль/с
кг $A/m^3(A+B)$	β , кг/[м ² ·с(кг $A/m^3(A+B)$)] или м/с	β/M_A , кмоль/[м ² ·с(кг $A/m^3(A+B)$)]
кмоль $A/m^3(A+B)$	βM_A , кг/[м ² ·с(кмоль $A/m^3(A+B)$)]	β , кмоль/[м ² ·с(кмоль $A/m^3(A+B)$)] или м/с
кг $A/kg(A+B)$	$\beta \rho_{см}$, кг/[м ² ·с(кг $A/m^3(A+B)$)]	$\beta \rho_{см}/M_A$, кмоль/[м ² ·с(кг $A/m^3(A+B)$)]
кмоль A //кмоль $(A+B)$	$\beta \rho_{см} M_A/M_{см}$, кг/[м ² ·с(кмоль A /кмоль $(A+B)$)]	$\beta \rho_{см}/M_{см}$, кмоль/[м ² ·с(кмоль A /кмоль $(A+B)$)]
кг $A/kg B$	$\beta(\rho_{см} - \bar{C}_{\bar{n}})$, кг/[м ² ·с(кг $A/kg B$)]	$\beta(\rho_{см} - \bar{C}_{\bar{n}})/M_A$, кмоль/[м ² ·с(кг $A/kg B$)]
кмоль A /кмоль B	$[\beta(\rho_{см} - \bar{C}_{\bar{n}})M_A]/M_B$, кг/[м ² ·с(кмоль A /кмоль B)]	$[\beta(\rho_{см} - \bar{C}_{\bar{n}})]/M_B$, кмоль/[м ² ·с(кмоль A /кмоль B)]
Па	$\beta \rho_{см} M_A/(M_{см} p)$, кг/[м ² ·с Па] или с/м	$\beta \rho_{см}/(M_{см} p)$, кмоль/[м ² ·с Па]

Т а б л и ц а П.23

Характеристика и области применения активированного угля

Марка адсорбента	Размер гранул, мм	Насыпная плотность, кг/м ³	Время за- щитного действия, мин	Пределный адсорбционный объем микропор, см ³ /г	Структурная константа $B \cdot 10^6$, 1/(град ²)	Область применения
АГ-3	1,0-3,6	400-500	38	0,3	—	Адсорбция из газообразных и жидких сред
АГ-5	1-1,5	450	45	0,3	—	То же
АР-А	1-5,5	550	—	0,33	0,74	Для улавливания паров растворителей с температурой кипения выше 100 °С (толуол, ксилол, амилацетат и др.)
АР-Б	1-5	580	—	—	—	Рекуперационный уголь - для улавливания паров растворителей с температурой кипения 60...100 °С (бензол, дихлорэтан, бензин и др.)
АР-В	1-5	550-600	—	0,33	—	Для улавливания паров с температурой кипения ниже 60 °С (метанол, хлористый метилен, ацетон и др.)
БАУ	1-5	350	—	0,26	0,55	Адсорбция газов и паров из растворов
ДАК	1-5	Не нормируется	—	—	—	Извлечение масла из парового конденсата, извлечение различных веществ из растворов
КАУ	1-5	400	—	0,33	—	То же
САУ	1-5	450	—	0,36	—	То же
СКТ-1	0,5-2,7	470	—	—	0,71	Разделение углеводородных газов, тонкая очистка воздуха и газов
СКТ-2	1-3,5	460	—	—	0,65	Очистка воздуха от сероуглерода и в других процессах тонкой очистки воздуха и газов

СКТ-3	2-3,5	380	—	0,46	0,73	Рекуперация паров органических растворителей, улавливание углеводородных газов
СКТ-4	1-2,7	430	70	0,45-0,59	0,76	Очистка воздуха и газов от примесей, улавливание паров органических растворителей, осветление и очистка воды и растворов
СКТ-6	0,5-2,7	470			1,05	Марки А характеризуются развитой пористой структурой и высокими суммарной пористостью и динамической активностью, используются для извлечения паров органических веществ. Марки Б характеризуются высокой активностью по веществам с малым размером молекул (оксиды азота, криптон, ксенон). Предназначены для адсорбции радиоактивных газов

Т а б л и ц а П.24

Значение коэффициентов аффинности

Вещество	β	Вещество	β
Ацетон	0,88	Пентан	1,12
Бензол	1,00	Пропан	0,78
Бромистый метил	0,57	Сероуглерод	0,70
Бутан	0,90	Толуол	1,25
Бутилацетат	1,48	Уксусная кислота	0,79
Гексан	1,35	Хлористый этил	0,76
Гептан	1,59	Хлороформ	0,86
Дихлорэтан	1,31	Хлорпикрин	1,28
Диэтиловый эфир	1,09	Этиловый спирт	0,61
Метилловый спирт	0,40	Четыреххлористый углерод	1,05
Муравьиная кислота	0,61	Циклогексан	1,03

Т а б л и ц а П.25

Физико-химические свойства веществ

Жидкость	Молярная масса, кг/моль	Плотность жидкости, кг/м ³	Температура кипения, °С	Давление насыщенного пара при 20 °С, мм рт.ст.
Ацетон (C ₃ H ₆ O)	58,08	810	56	186
Бензол (C ₆ H ₆)	78,11	900	80,2	75
Бутилацетат (C ₆ H ₁₂ O ₂)	116,16	882	126,2	18
Дихлорэтан (C ₂ H ₄ Cl ₂)	98,97	1250	83,7	65
Муравьиная кислота (CH ₂ O ₂)	46	1220		33,1
Сероуглерод (CS ₂)	76,13	1290	46,3	298
Спирт метиловый (метанол) (CH ₄ O)	32,04	800	64,7	97,7
Спирт этиловый (C ₂ H ₆ O)	46,07	790	78,3	44
Толуол (C ₇ H ₈)	92,13	870	110,8	22,3
Углерод четыреххлористый (CCl ₄)	153,84	1630	76,7	90,7
Хлороформ (CHCl ₃)	119,38	1530	61,2	160
Эфир диэтиловый (C ₄ H ₁₀ O)	74,12	710	34,5	442

Т а б л и ц а П.26

Равновесные данные по адсорбции паров бензола и их смеси с воздухом
 на активированных углях

Марка угля	Концентрация бензола, кг/м ³		Марка угля	Концентрация бензола, кг/м ³	
	в газовой фазе, $C^* \cdot 10^3$	в твердой фазе, a_{cm}^*		в газовой фазе, $C^* \cdot 10^3$	в твердой фазе, a_{cm}^*
АР-А	0,854	109,0	СКТ	0,085	60,0
	2,560	134,2		0,213	125,6
	5,125	139,8		0,850	174,0
	9,390	143,0		4,270	178,0
	17,060	147,3		12,805	185,1
	25,610	151,2		17,060	188,0
				24,400	193,4
				25,610	198,0
АГ-3	0,035	75,0	СКТ-6А	0,000	150,0
	0,427	120,0		1,000	220,0
	2,134	157,5		2,000	263,0
	4,691	170,5		4,000	276,0
	8,540	180,0		5,000	280,0
	17,060	197,5		6,000	284,0
	25,610	215,0		8,000	285,0
				10,000	290,0
				16,000	296,0
				25,000	300,0
		30,000	300,0		

Т а б л и ц а П.27

Физические свойства насыщенного пара аммиака

Темпе- ратура, °С	Давление (абсолют- ное), 10 ⁻⁴ Па	Удельный объем		Плотность		Удельная теплота испарения, $r = r_{II} - r_{ж}$ кДж/кг
		жидкости $v_{ж}$, дм ³ /кг	пара $v_{п}$, м ³ /кг	жидкости $\rho_{ж}$, кг/дм ³	пара $\rho_{п}$, кг/м ³	
-50	4,088	1,4245	2,6170	0,7020	0,382	1416
-45	5,456	1,4367	2,0015	0,6960	0,500	1402
-40	7,179	1,4493	1,5503	0,6900	0,645	1388
-35	9,322	1,4623	1,2151	0,6839	0,823	1374
-30	11,958	1,4757	0,9630	0,6777	1,038	1360
-25	15,166	1,4895	0,7712	0,6714	1,297	1345
-20	19,031	1,5037	0,6236	0,6650	1,604	1329
-15	23,642	1,5185	0,5087	0,8585	1,966	1314
-10	29,096	1,5338	0,4184	0,6520	2,390	1297
-5	35,502	1,5496	0,3469	0,6453	2,883	1281
0	42,958	1,5660	0,2897	0,6386	3,452	1263
+5	51,59	1,5831	0,2435	0,6317	4,108	1246
+10	61,518	1,6008	0,2058	0,6247	4,859	1227
+15	72,898	1,6193	0,1740	0,6175	5,718	1210
+20	85,749	1,6386	0,1494	0,6103	6,694	1188
+25	100,307	1,6588	0,1283	0,6028	7,795	1168
+30	116,69	1,6800	0,1107	0,5952	9,034	1146
+35	135,034	1,7023	0,0959	0,5875	10,431	1124
+40	155,488	1,7257	0,0833	0,5795	12,005	1101
+45	178,198	1,7504	0,0726	0,5713	12,774	1078
+50	203,332	1,7766	0,0635	0,5629	15,756	1053

Т а б л и ц а П.28

Технические характеристики колпачковых тарелок

Диаметр колоны D_k , м	Периметр слива l_2 , м	Относительная площадь сечения перелива S_2 , %	Относительная площадь свобод- ного сечения та- релки f_3 , %	Диаметр кол- пачка D_k , мм	Количество кол- пачков n , шт.	Число рядов кол- пачков m , шт.
0,4	0,302	3,3	6,2	60	7	2
0,6	0,460	4,3	9,3	60	13	3
0,8	0,592	4,3	9,2	80	24	4
1,0	0,683	8,1	10,6	80	43	6
1,2	0,825	8,2	11,4	100	39	6
1,4	1,100	13,1	10,6	100	49	6
1,6	1,260	13,4	10,9	100	66	7
1,8	1,420	13,4	10,9	100	84	8
2,0	1,455	10,0	12,4	100	117	10
2,2	1,615	10,2	12,4	100	142	11
2,4	1,775	10,6	12,3	100	168	12
2,6	2,040	13,3	11,8	100	190	12
2,8	2,075	10,8	12,5	100	232	14
3,0	2,340	12,9	12,0	100	256	14
3,2	2,590	14,9	11,1	150	268	14
3,4	2,595	12,0	14,4	150	180	12
3,6	2,850	13,7	11,2	150	190	12
3,8	3,100	15,3	13,1	150	204	12
4,0	3,203	14,3	13,5	150	234	13

Т а б л и ц а П.29

Параметры колпачковых тарелок

Диа- метр тар- елки D_T , м	Площадь сечения прорезей колпачка S_3 , м ² , при высоте прорези h_3 , м			Коэффициент гидравличе- ского сопротивления $\zeta_{к.ч.}$ при высоте прорези h_3 , м			Зазор уста- новки кол- пачка h_4 , м
	0,015	0,020	0,030	0,015	0,020	0,030	
0,4	0,00128	0,00184	-	4,3	3,5	-	0,007
0,6–1,0	0,00159	0,00230	-	6,5	5,5	-	0,010
1,2–3,2	0,00207	0,00299	-	7,0	6,2	-	0,014
3,4–4,0	-	0,00460	0,00530	-	7,5	6,5	0,018

Т а б л и ц а П.30

Технические характеристики ситчатых тарелок типа ТС

Диаметр колонны D_k , мм	Площадь сечения свободной колонны, m^2	Площадь рабочего сечения тарелки, m^2	Относительное свободное сечение тарелки, %, при диаметре отверстия d_o , мм					Площадь сечения перелива, m^2	Относительная площадь сечения перелива, %	Периметр слива, м	Масса, кг
			Диаметр отверстия								
			3	4	5	8					
			Шаг между отверстиями t , мм								
			7-12	8-13	10-18	16-25					
400	0,126	0,051	6,62-2,26	9,1-2,56	9,1-2,78	9,1-3,7	0,004	3,81	0,302	8,2	
500	0,196	0,089	7,57-2,62	10,3-2,93	10,3-3,18	10,3-4,22	0,1	3,6	0,4	10	
600	0,28	0,14	8,2-2,8	11,2-3,2	11,2-3,46	11,2-4,6	0,1	4,3	0,48	13,6	
800	0,51	0,41	10,25-3,49	14,0-3,96	13,9-4,3	14,0-5,7	0,016	4,1	0,57	21	
1000	0,785	0,713	10-3,38	13,6-3,86	13,6-4,2	13,6-5,55	0,036	4,6	0,8	41,5	

Т а б л и ц а П.31

Технические характеристики ситчатых тарелок типов ТС-Р и ТС-Р2

Диаметр колонны D_k , мм	Тип тарелки	Площадь сечения свободного колонны, m^2	Площадь рабочего сечения тарелки, m^2	Относительное свободное сечение тарелки, %, при диаметре отверстия d_o , мм					Площадь сечения перелива, m^2	Относительная площадь сечения перелива, %	Периметр слива, м
				Диаметр отверстия							
				3	4	5	8				
				Шаг между отверстиями t , мм							
				7-12	8-15	10-17	16-15				
1200	ТС-Р	1,13	1,01	8,4-2,75	11,1-3,13	11,1-3,4	11,1-4,5	0,06	5,3	0,722	
				7,65-2,6	10,4-2,97	10,4-3,25	10,4-4,28	0,117	10,53	0,884	

1400	ТС- P	1,54	1,368	8,5- 3,48	13,9- 3,96	13,9- 4,3	13,9- 5,71	0,087	5,65	0,86
	ТС P2	1,54	1,072	8,5- 3,23	12,9- 3,67	12,9- 3,99	12,9- 5,29	0,234	19,2	1,135
1600	ТС- P	2,01	1,834	10,4- 3,58	14,7- 4,06	14,7- 4,42	14,7- 5,86	0,088	4,4	0,795
	ТС P2	2,01	1,426	10,3- 3,5	14,1- 3,98	14,1- 4,32	14,1- 5,74	0,292	14,5	1,28
1800	ТС- P	2,54	2,294	13,8- 4,7	18,8- 5,34	18,8- 5,8	18,8- 7,69	0,123	4,85	1,05
	ТС P2	2,54	1,64	13,2- 4,5	18- 5,14	18,- 5,57	18- 7,4	0,45	17,7	1,52
2000	ТС- P	3,14	2,822	11,6- 3,95	15,8- 4,5	15,8- 4,89	15,8- 6,49	0,159	5,06	1,19
	ТС P2	3,14	2,09	8,2- 2,78	11,4- 3,17	11,4- 3,44	11,4- 4,57	0,525	16,7	1,66
2200	ТС- P	3,8	3,478	13,3- 4,48	17,9- 5,08	17,9- 5,52	17,9- 7,32	0,161	4,25	1,24
	ТС P2	3,8	2,46	7,9- 2,68	10,7- 3,06	10,7- 3,32	10,7- 4,37	0,67	15	1,85
2400	ТС- P	4,52	3,9	11,1- 3,78	15,3- 4,29	15,3- 4,62	15,3- 6,18	0,317	6,9	1,57
	ТС P2	4,52	2,96	9,2- 6,12	12,5- 3,59	12,5- 3,85	12,5- 5,11	0,77	17	2
2600	ТС- P	5,3	4,784	12,2- 4,17	16,7- 4,73	16,7- 5,3	16,7- 6,81	0,258	4,88	1,54
	ТС P2	5,3	3,27	7,5- 2,58	10,4- 2,9	10,4- 3,15	10,4- 4,18	1,015	19,2	2,25
2800	ТС- P	6,16	5,64	13,7- 4,65	18,5- 5,28	18,6- 5,73	18,6- 7,6	0,26	4,2	1,575
	ТС P2	6,16	3,96	7,75- 2,64	10,5- 2,99	10,5- 3,26	10,5- 4,32	1,1	17,9	2,385
3000	ТС- P	7,06	0,43	12,5- 4,27	17,1- 4,83	17,1- 5,25	17,1- 6,96	0,315	4,4	1,715

	ТС P2	7,06	4,52	5,5- 1,87	7,5- 2,12	7,46- 2,31	7,5- 3,06	1,27	18	2,61
3200	ТС- P	8,04	7,268	13- 4,42	17,7- 5,02	17,7- 5,45	17,7- 7,23	0,385	4,7	1,86
	ТС P2	8,04	5,03	8,7- 2,96	11,8- 3,37	11,8- 3,65	11,8- 4,85	1,505	18,7	2,74
3400	ТС- P	9,06	8,308	11,9- 4,05	16,3- 4,61	16,3- 5	16,3- 6,64	0,376	4,15	1,905
	ТС P2	9,06	5,88	8,11- 2,75	12,5- 3,56	12,5- 3,85	12,5- 5,13	1,59	17,6	2,87
3600	ТС- P	10,2	9	11,9- 4,05	16,2- 4,6	16,2- 5	16,2- 6,64	4,59	5,7	2,24
	ТС P2	10,2	6,3	8,11- 2,75	11,1- 3,4	11,1- 3,4	11,1- 4,52	1,96	19,1	3,1

Т а б л и ц а П.32

Технические характеристики решетчатых тарелок типов ТС-Р

Диаметр колонны D_k , мм	Площадь свободного сечения колонны, m^2	Диаметры, мм				b , мм	S , мм	Относительная площадь свободного сечения тарелки, m^2/m^2 , при шаге t , мм											
		D_1	D_2	D_3	D_4			Шаг											
								8	10	12	14	15	18	20	22	24	28	32	36
400	0,125	380	360	386	395	4	2,5	0,18	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09	0,08	0,07	0,06	-	-	-
								-	0,23	0,18	0,15	0,13	0,12	0,11	0,09	0,07	0,06	0,05	-
500	0,196	480	460	485	495	4	2,5	0,19	0,15	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	0,07	0,06	-	-	-
								-	0,24	0,19	0,15	0,14	0,13	0,11	0,09	0,08	0,07	0,06	-
600	0,283	580	560	585	595	4	2,5	0,2	0,17	0,15	0,13	0,12	0,11	0,1	0,08	0,07	-	-	-
								-	0,25	0,2	0,19	0,15	0,14	0,12	0,11	0,09	0,08	0,07	-
800	0,503	780	760	785	795	4	2,5	0,21	0,17	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09	0,08	0,07	-	-	-
								-	0,27	0,22	0,19	0,16	0,15	0,14	0,12	0,11	0,09	0,08	0,07

Примечание. Материал тарелок: верхний ряд – легированная сталь; нижний – углеродистая сталь.

Т а б л и ц а П.33

Технические характеристики решетчатых тарелок типа ТР

Диаметр колонны D_k , мм	S , мм	b , мм	Относительная площадь свободного сечения тарелки, m^2/m^2 , при шаге щелей t , мм											
			Шаг щелей											
			8	10	12	14	16	18	20	22	24	28	32	36
1000	2	4	0,22	0,17	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09	0,08	0,07	-	-	-
	4	6	-	0,27	0,22	0,19	0,16	0,15	0,14	0,12	0,11	0,09	0,08	0,07
1200	2	4	0,24	0,21	0,16	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	0,08	-	-	-
	4	6	-	0,32	0,24	0,2	0,18	0,16	0,14	0,13	0,12	0,11	0,09	0,08
1400	2	4	0,25	0,21	0,18	0,16	0,16	0,12	0,1	0,09	0,08	-	-	-
	4	6	-	0,32	0,26	0,23	0,2	0,17	0,16	0,15	0,14	0,11	0,1	0,09
1600	2	4	0,26	0,2	0,17	0,14	0,13	0,11	0,1	0,09	0,08	-	-	-
	4	6	-	0,31	0,25	0,21	0,19	0,17	0,15	0,14	0,13	0,11	0,1	0,09
1800	2	4	0,28	0,22	0,18	0,15	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	-	-	-
	4	6	-	0,32	0,27	0,23	0,2	0,18	0,16	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09
2000	2	4	0,17	0,15	0,13	0,12	0,11	0,09	0,08	-	-	-	-	-
	4	6	-	0,31	0,26	0,28	0,2	0,18	0,16	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09
2200	2	4	0,27	0,2	0,18	0,15	0,13	0,12	0,11	0,1	0,09	-	-	-
	4	6	-	0,32	0,26	0,22	0,2	0,18	0,16	0,14	0,13	0,12	0,1	0,09
2400	2	4	0,27	0,22	0,18	0,15	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	-	-	-
	4	6	-	0,31	0,27	0,22	0,2	0,18	0,16	0,15	0,13	0,12	0,1	0,09
2600	2	4	0,3	0,21	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	-	-	-
	4	6	-	0,31	0,27	0,24	0,2	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,1	0,09
2800	2	4	0,27	0,24	0,19	0,16	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	-	-	-
	4	6	-	0,36	0,28	0,24	0,2	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,1	0,09
3000	2	4	0,28	0,22	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	-	-	-
	4	6	-	0,33	0,28	0,24	0,21	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,1	0,09

Примечание. Материал тарелок: верхний ряд – легированная сталь; нижний – углеродистая сталь.

Список литературы

1. Федеральный закон от 04.05.1999 № 3-ФЗ. Об охране атмосферного воздуха.
2. Федеральный закон от 30.03.1999 № 52-ФЗ. О санитарно-эпидемиологическом благополучии населения.
3. Федеральный закон от 10.01.2002 № 7-ФЗ. Об охране окружающей среды.
4. ГОСТ 17.2.3.02-78. Правила установления допустимых выбросов вредных веществ промышленными предприятиями.
5. ГОСТ 12.1.005—88. Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны.
6. Санитарно-эпидемиологические правила и нормативы СанПиН 2.1.6.1032-01. Гигиенические требования к обеспечению качества атмосферного воздуха населенных мест.
7. Санитарные правила и нормы СанПиН 2.2.1/2.1.1.1200-03. Санитарно-защитные зоны и санитарная классификация предприятий, сооружений и иных объектов.
8. Гигиенические нормативы ГН 2.2.5.1313-03. Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны.
9. Гигиенические нормативы ГН 2.1.6.1338-03. Предельно допустимые концентрации (ПДК) загрязняющих веществ в атмосферном воздухе населенных мест
10. Строительные нормы и правила СНиП 23-01-99. Строительная климатология.
11. Общесоюзный нормативный документ (ОНД-86) РД 52.04.212-86. Методика расчета концентраций в атмосферном воздухе вредных веществ, содержащихся в выбросах предприятий.
12. ГН 2.2.6.2178-07. Предельно допустимые концентрации (ПДК) микроорганизмов-продуцентов, бактериальных препаратов и их компонентов в воздухе рабочей зоны.
13. ГН 2.1.6.2177-07. Предельно допустимые концентрации (ПДК) микроорганизмов-продуцентов, бактериальных препаратов и их компонентов в атмосферном воздухе населенных мест.
14. Аверкин А.Г. Аппараты для физико-химической очистки воздуха. Учеб. пособие. В 2-х частях. Ч. 1. Абсорберы. Пенза: ПГАСА, 2000.
15. Аверкин А.Г. Аппараты для физико-химической очистки воздуха. Учеб. пособие. В 2-х частях. Ч. 2 Адсорберы. Пенза: ПГАСА, 1999.
16. Алиев Г.М.-А. Техника пылеулавливания и очистки промышленных газов. – М.: Metallurgy, 1986.
17. Алиев Г.М.-А. Устройство и обслуживание газоочистных и пылеулавливающих установок: Учебник. – 2-е изд. – М.: Metallurgy, 1980.
18. Баранов Д.А., Кутепов А.М. Процессы и аппараты: Учебник. – М.: Издат. центр «Академия», 2003.
19. Белевицкий А.М. Проектирование газоочистительных сооружений. – Л.: Химия, 1990.
20. Брюхань Ф.Ф., Графкина М.В., Сдобнякова Е.Е. Промышленная экология: Учебник – М.: Форум, 2011.
21. Вальдберг А. Ю., Николайкина Н. Е. Процессы и аппараты защиты окружающей среды. Защита атмосферы. – М.: Дрофа, 2008.
22. Василевский М.В., Разва А.С. Практикум по методам защиты атмосферы от вредных выбросов. Учеб. пособие. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2012.
23. Ветошкин А.Г. Защита атмосферы от газовых выбросов. Учеб. пособие по проектированию. – Пенза: Изд-во Пенз. гос. ун-та, 2005.
24. Ветошкин А.Г. Основы процессов инженерной экологии. Теория, примеры, задачи. + CD. - СПб.: Лань, 2014.
25. Ветошкин А.Г. Процессы и аппараты газоочистки. Учеб. пособие. – Пенза: Изд-во Пенз. гос. ун-та, 2006.
26. Ветошкин А.Г. Процессы и аппараты защиты воздушной среды. Практикум. – Пенза: Изд-во ПГУ, 2010.
27. Ветошкин А.Г. Процессы и аппараты защиты окружающей среды: Учеб. пособие для вузов. – М.: Высшая школа, 2008.
28. Ветошкин А.Г., Таранцева К.Р. Технология защиты окружающей среды (теоретические основы). – М.: НИЦ «ИНФРА-М», 2015.
29. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. В двух книгах. – М.: Химия, 1981.

30. Глушков Ю.М. Задачи и вопросы по курсу «Техника защиты окружающей среды». – Обнинск, Изд-во Обнинского института атомной энергетики, 1997.
31. Гордон Г.М., Пейсахов И.Л. Пылеулавливание и очистка газов в цветной металлургии. – М.: Металлургия, 1977.
32. Защита атмосферы от промышленных загрязнений. В 2-х ч. Ч. 1: /Под ред. Калверта С., Инглунда Г.М. - М.: Металлургия, 1988.
33. Защита окружающей среды. Учеб. пособие / С.В.Белов, Ю.М.Новиков, В.П.Сивков, Л.Л.Морозова, И.В.Переездчиков, Л.Ф.Яковлева, Г.П.Павлихин, А.С.Терехин, В.В.Тупов, А.А.Строкин, А.Ф.Козьяков, О.В.Кирикова, С.А.Смирнов. – М.: МГТУ, 1981.
34. Зиганшин М.Г., Колесник А.А., Зиганшин А.М. Проектирование аппаратов пылегазоочистки. 2-е изд. - СПб.: Лань, 2014.
35. Зубарева О.Н. Разработка струйно-инерционных пылеуловителей для предприятий стройиндустрии. Дисс.....канд. техн. наук. - Нижний Новгород: НГАСУ, 1999.
36. Ильичев В.Ю., Гринин А.С. Основы проектирования экобиозащитных систем. – М.: ЮНИТИ-ДАНА, 2002.
37. Инженерная защита окружающей среды (в примерах и задачах). Учеб. пособие. /Под ред. О.Г.Воробьева. – С.-Петербург, Изд-во “Лань”, 2002.
38. Иоффе И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1991.
39. Коптев Д.В., Орлов Г.Г., Булыгин В.И. и др. Безопасность труда в строительстве (Инженерные расчеты по дисциплине «Безопасность жизнедеятельности»): Учеб. пособие. – М.: Изд-во АСВ, 2003.
40. Калыгин В.Г. Промышленная экология. - М.: Академия, 2010.
41. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Учебник для вузов. – 10-е изд. - М.: ООО ТИД «Альянс», 2004.
42. Кафаров В.В. Основы массопередачи. Системы газ-жидкость, пар-жидкость, жидкость-жидкость. М., Высшая школа, 1972.
43. Кельцев Н.В. Основы адсорбционной техники. 2-е изд. – М.: Химия, 1984.
44. Ладыгичев М.Г., Бернер Г.Я. Зарубежное и отечественное оборудование для очистки газов: Справ. издание. – М.: Теплотехник, 2004.
45. Машины и аппараты химических производств: Учебник для вузов / И.И. Поникаров, О.А. Перельгин, В.Н. Доронин, М.Г. Гайпуллин. - М.: Машиностроение, 1989.
46. Машины и аппараты химических производств. Учеб. пособие. / А.С.Тимонин, Б.Г.Балдин, В.Я.Борщев, Ю.И.Гусев и др. / Под общей редакцией А.С.Тимонина. – Калуга: Изд-во Н.Ф.Бочкаревой, 2014.
47. Николаев П.И., Плановский А.Н. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. Учебник для вузов. – М.: Химия, 1987.
48. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию. /Под ред. Ю.И.Дытнерского. - М.: Химия, 1991.
49. Охрана окружающей среды. /Под ред. С.В.Белова. - М.: Высшая школа, 1991.
50. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1987.
51. Панин В.Ф., Сечин А.И., Федосова В.В.Д. Экология для инженера. /Под редакцией В.Ф.Панина. – М.: Издательский дом «Ноосфера», 2001.
52. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1987.
53. Практикум по процессам и аппаратам химической технологии. Изд. 2-е. /Под общ. ред. А.М.Кутепова и Д.А.Баранова. – М.: МГУИЭ, 2005.
54. Промышленная экология: Учебник / Под общ. ред. В.В. Гутенева. – М.-Волгоград: ПринТерра, 2009.
55. Рамм В.М. Абсорбция газов. – М.: Химия, 1976.
56. Расчеты химико-технологических процессов: Учебное пособие. /Под ред. И.П. Мухленова. Изд. 2-е. – Л.: Химия, 1982.
57. Родионов А.И., Клущин В.Н., Систер В.Г. Технологические процессы экологической безопасности (Основы энвайронменталистики). - Калуга: Изд-во Н. Бочкаревой, 2000.

58. Родионов А.И., Клушин В.Н., Торочешников Н.С. Техника защиты окружающей среды. – М.: Химия, 1989.
59. Родионов А.И., Кузнецов Ю.П., Соловьев Г.С. Защита биосферы от промышленных выбросов. Основы проектирования технологических процессов. – М.: Химия, КолосС, 2005.
60. Романков П.Г., Фролов В.Ф., Флисюк О.М. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи): Учеб. пособие для вузов. – 2-е изд. – СПб.: ХИМИЗДАТ, 2009.
61. Сажин Б.С. Основы техники сушки. – М.: Химия, 1984.
62. Сажин Б.С., Гудим Л.И. Пылеуловители со встречными закрученными потоками. Сер.: Охрана окружающей среды и рациональное использование природных ресурсов / Обзорная информация. – Вып. 1 (38). – М.: НИИТЭХИМ, 1982.
63. Семенова И.В. Промышленная экология: Учеб. пособие для вузов. – М.: Издательский центр «Академия», 2009.
64. Систер В.Г., Муштаев В.И., Тимонин А.С. Экология и техника сушки дисперсных материалов. – Калуга: Изд-во Н. Бочкаревой, 1999.
65. Стабников В.Н., Баранцев В.И. Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: Легкая и пищевая пром-сть, 1983.
66. Старк С.Б. Газоочистные аппараты и установки в металлургическом производстве. Учебник для вузов. – М.: Металлургия, 1990.
67. Страус В. Промышленная очистка газов. – М.: Химия, 1981.
68. Техника и технология защиты воздушной среды. Учеб. пособие. /В.В.Юшин, В.М.Попов, П.П.Кукин и др. – М.: Высш. шк., 2005.
69. Тимонин А.С. Инженерно-экологический справочник. В 3-х т. Т. 1. – Калуга: Изд-во Н.Бочкаревой, 2003.
70. Тютюнников А.Б., Тобажианский Л.Л., Готлинская А.П. Основы расчета и конструирования массообменных колонн. Учеб. пособие. – К.: Выща шк. Головное изд-во, 1989.
71. Ужов В.Н., Мягков Б.И. Очистка промышленных газов фильтрами. – М.: Химия, 1970.
72. Штокман Е.А. «Очистка воздуха». Учеб. пос. - М.: Изд-во АСВ, 2007.
73. Шумяцкий Ю.И. Промышленные адсорбционные процессы. – М.: КолосС, 2009.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие.....	3
Глава 1. Сухие механические пылеуловители.....	5
1.1. Пылеосадительные камеры.....	5
1.2. Циклоны.....	11
1.3. Батарейные циклоны.....	26
1.4. Вихревые пылеуловители.....	31
1.5. Струйно-инерционные пылеуловители.....	45
Глава 2. Газовоздушные фильтры.....	53
2.1. Ячейковые фильтры.....	53
2.2. Рукавные фильтры.....	55
2.3. Комбинированные фильтры.....	65
2.4. Фильтры-гуманоуловители.....	75
Глава 3. Мокрые пылеуловители.....	81
3.1. Полые скрубберы.....	83
3.2. Пенные аппараты.....	88
3.3. Ударно-инерционные пылеуловители.....	92
3.4. Скрубберы Вентури.....	93
Глава 4. Электрофильтры.....	109
Глава 5. Многоступенчатая пылеочистка.....	122
Глава 6. Абсорбционные установки.....	126
6.1. Основы расчета процесса абсорбции.....	127
6.2. Расчет насадочных абсорберов.....	130
6.3. Расчет тарельчатых абсорберов.....	178
Глава 7. Газоадсорбционные установки.....	201
7.1. Основы расчета процесса адсорбции.....	202
7.2. Расчет адсорберов периодического действия с неподвижным слоем адсорбента.....	205
7.3. Расчет адсорберов со взвешенным слоем адсорбента.....	233
7.4. Расчет адсорберов с движущимся зернистым адсорбентом.....	239
Глава 8. Коидеисаторы парогазовых загрязнителей.....	247
Глава 9. Установки термохимического обезвреживания газовых выбросов.....	261
9.1. Установки каталитической очистки.....	261
9.2. Термическое обезвреживание.....	270
Приложение.....	279
Список литературы.....	311

Александр Григорьевич Ветошкин

УЧЕБНИКИ, ДИПЛОМЫ, ДИССЕРТАЦИИ -

полные тексты

На сайте электронной библиотеки

www.учебники.информ2000.рф

НАПИСАНИЕ на ЗАКАЗ:

1. Диссертации и научные работы
2. Дипломы, курсовые, рефераты, чертежи...
3. Школьные задания

Онлайн-консультации

ЛЮБАЯ тематика, в том числе ТЕХНИКА

Приглашаем авторов

~~ОТ ВРЕДИМЫХ ВЫБРОСОВ~~

Учебное пособие

Подписано в печать 17.03.2016

Формат 60x84/16. Бумага

офсетная. Гарнитура «Таймс».

Тираж 1000 экз. Заказ №498

Издательство «Инфра-Инженерия»

Тел.: 8(911)512-48-48

E-mail: infra-e@yandex.ru

www.infra-e.ru

Издательство приглашает
к сотрудничеству авторов научно-
технической литературы