

Министерство образования и науки Российской Федерации
Ивановский государственный химико-технологический университет

А.Г. Липин, А.А. Липин

РАСЧЕТ АДСОРБЦИОННЫХ УСТАНОВОК

Учебное пособие для курсового проектирования

Иваново 2014

УДК 66.021.2.081.3

Липин, А.Г. Расчет адсорбционных установок: учебное пособие для курсового проектирования / А.Г. Липин, А.А. Липин; Иван. гос. хим.-технол. ун-т. – Иваново, 2014. - 60 с.

В учебном пособии изложены основные теоретические положения о процессе адсорбции. Рассмотрены конструкции различных адсорбционных аппаратов. Приведены примеры расчета адсорбционных установок.

Предназначено студентам всех направлений подготовки ИГХТУ дневного и заочного отделений, изучающим курсы «Процессы и аппараты химической технологии», «Процессы и аппараты защиты окружающей среды».

Табл. 10. Ил. 28. Библиогр.: 8 назв.

Печатается по решению редакционно-издательского совета Ивановского государственного химико-технологического университета.

Рецензенты:

кафедра гидравлики, теплотехники и инженерных сетей Института информационных технологий и инженерных систем Ивановского государственного политехнического университета;

доктор технических наук А.П. Ильин (Ивановский государственный химико-технологический университет)

© Липин А.Г., Липин А.А., 2014

© ФГБОУ ВПО «Ивановский государственный химико-технологический университет», 2014

Оглавление

1. Теоретическое введение	4
1.1. Физическая сущность процесса адсорбции. Виды адсорбентов	4
1.2. Равновесие при адсорбции	7
1.3. Материальный баланс процесса адсорбции	10
2. Устройство и принцип действия адсорберов	13
2.1. Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента	13
2.2. Адсорберы с движущимся слоем поглотителя	23
2.3. Адсорберы с псевдооживленным слоем поглотителя	28
3. Расчет адсорбционной установки периодического действия	31
3.1. Построение изотермы адсорбции	31
3.2. Определение диаметра и высоты адсорбера	35
3.3. Расчет коэффициента массоотдачи	35
3.4. Расчет продолжительности процесса адсорбции	36
3.5. Расчет выходной кривой	39
4. Расчёт адсорбционной установки с движущимся слоем поглотителя	42
4.1. Расчёт диаметра аппарата	43
4.2. Расчёт скорости движения адсорбента	44
4.3. Расчет длины слоя адсорбента	45
Список библиографических источников	49
Приложение	50

1. Теоретическое введение

1.1. Физическая сущность процесса адсорбции. Виды адсорбентов

Адсорбция – процесс поглощения одного или нескольких компонентов из газовой или жидкой фазы твердым пористым поглотителем (адсорбентом). Поглощаемое вещество называют адсорбтивом, а после того как оно перешло в адсорбированное состояние – адсорбатом.

Адсорбцию применяют в промышленности при очистке и осушке газов, очистке и осветлении растворов, а также разделении смесей газов и паров. Например, адсорбцию широко используют при извлечении летучих растворителей из смеси с воздухом и другими газами, для очистки аммиака перед контактными аппаратами, осушки природного газа, выделения ароматических углеводородов из коксового газа, в производстве пластмасс, синтетического каучука, в нефтехимии и т.д.

Процесс адсорбции обратим. Десорбция – удаление адсорбированных веществ из адсорбента для его повторного использования в процессе.

В зависимости от природы сил, действующих на поверхности твердого тела, различают физическую адсорбцию, вызываемую силами молекулярного взаимодействия, и хемосорбцию, обуславливаемую силами химического взаимодействия.

Во многих случаях технологическая очистка промышленных газов (от SO_2 , CS_2 , NO_2 , NO и др.) с помощью адсорбентов представляет собой один из методов защиты окружающей среды.

Адсорбенты – твердые вещества с сильно развитой внутренней поверхностью, включающей поры различного размера. Различают микропоры, переходные поры и макропоры. Микропоры имеют размеры, соизмеримые с размером молекул поглощаемого компонента. Эффективные радиусы микропор $5 \cdot 10^{-10} - 1,5 \cdot 10^{-9}$ м. Переходные поры с радиусом $1,5 \cdot 10^{-9} - 2 \cdot 10^{-7}$ м. Макропоры с радиусом более $2 \cdot 10^{-7}$ м. Они являются транспортными каналами в зернах адсорбента.

В промышленности в качестве адсорбентов применяют силикагели, алюмогели и алюмосиликатные катализаторы, цеолиты, активные угли.

Активные угли, состоящие из множества беспорядочно расположенных микрокристаллов графита, обычно используют для поглощения органических веществ в процессах очистки и разделения жидкостей и газов (паров). Эти адсорбенты получают сухой перегонкой ряда углесодержащих веществ (древесины, каменного угля, торфа, отходов бумажного производства и др.) с целью удаления летучих. После этого уголь активируют, например прокаливают его при температуре 850-900 °С, что приводит к освобождению пор от смолистых веществ и образованию новых микропор. Активация может проводиться также экстрагированием смол из пор органическими растворителями, окислением кислородом воздуха. Более однородная структура углей получается путем их обработки горячими растворами солей (сульфатами, нитратами и др.) или минеральными кислотами (серной, азотной и др.).

Удельная поверхность активных углей составляет $6 \cdot 10^5 - 17 \cdot 10^5$ м²/кг, а их насыпная плотность 200-900 кг/м³. Активные угли применяют в виде частиц неправильной формы размером 1-7 мм, цилиндров диаметром 2 – 3 мм и высотой 4 – 6 мм и порошка с размером частиц менее 0,15 мм. По назначению угли делятся на газовые, рекуперативные и осветляющие.

Газовые предназначены для улавливания плохо сорбируемых компонентов из газовых фаз в небольших концентрациях; рекуперативные для поглощения хорошо сорбирующихся паров, находящихся в газовых фазах в больших концентрациях; осветляющие используются для адсорбции веществ из жидких сред.

Силикагель – обезвоженный гель кремниевой кислоты ($\text{SiO}_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$) – используют для адсорбции полярных соединений. Его применяют в процессах осушки газов и жидкостей, при разделении органических веществ в газовой фазе и в хроматографии. Силикагель получают обработкой раствора силиката натрия серной кислотой или растворами солей, имеющих кислую реакцию. Образовавшийся гель промывают водой и сушат до конечной влажности 5-7 %,

так как при такой влажности силикагель обладает наибольшей адсорбционной способностью. Насыпная плотность силикагеля составляет $400 - 800 \text{ кг/м}^3$, удельная поверхность $4 \cdot 10^5 - 7,7 \cdot 10^5 \text{ м}^2/\text{кг}$.

К достоинствам силикагелей относятся их негорючесть и большая механическая прочность, чем у активных углей. Недостатком силикагелей по сравнению с активными углями является, помимо их более низкой удельной поверхности, резкое снижение поглотительной способности по отношению к парам органических веществ в присутствии влаги.

Алюмогели получают термической обработкой гидроксида алюминия $\text{Al}(\text{OH})_3$ при температурах $600 - 1000 \text{ }^\circ\text{C}$. Поры полученного сорбента (92% Al_2O_3) имеют диаметр 1-3 нм, удельную поверхность $2 \cdot 10^5 - 4 \cdot 10^5 \text{ м}^2/\text{кг}$, насыпная плотность такого сорбента 1600 кг/м^3 . Алюмогели используют для осушки газов, очистки водных растворов и минеральных масел, применяют в качестве катализаторов и их носителей.

Цеолиты представляют собой природные или синтетические минералы, которые являются водными алюмосиликатами, содержащими оксиды щелочных и щелочно-земельных металлов. Эти адсорбенты отличаются регулярной структурой пор, размеры которых соизмеримы с размерами поглощаемых молекул. Особенность цеолитов состоит в том, что адсорбционные поверхности соединены между собой окнами определенного диаметра, через которые могут проникать только молекулы меньшего размера. На этом основано разделение смесей с разными по размеру молекулами, что послужило причиной называть цеолиты молекулярными ситами.

Для разделения газовых смесей применяют цеолиты в виде шариков или гранул с размерами от 1 до 5 мм, а для разделения жидких смесей – в виде мелкозернистого порошка.

Особенно широко цеолиты используют для глубокой осушки газов и жидкостей, в процессах очистки и разделения смесей веществ с близкой молекулярной массой, а также в качестве катализаторов и их носителей.

Для очистки жидкостей от различных примесей в качестве адсорбентов применяют природные глинистые породы. Эти глины для их активации обрабатывают серной или хлороводородной кислотами и получают адсорбент с удельной поверхностью пор порядка $10^5 - 1,5 \cdot 10^5$ м²/кг.

Адсорбенты характеризуются поглотительной или адсорбционной способностью, а также селективностью. Селективность – избирательность поглощения компонентов. Способность адсорбента поглощать вещество называют активностью.

Статическая активность (или равновесная) a^* – это количество адсорбируемого вещества, которое поглощается к моменту достижения равновесия единицей массы или объема адсорбента при данной температуре и концентрации адсорбтива в газе-носителе (в неподвижных условиях).

Динамическая активность a_d – это количество адсорбируемого вещества, поглощенного единицей массы или объема адсорбента при пропускании через него газа или жидкости, до начала проскока.

Момент проскока – это момент обнаружения поглощаемого вещества в выходящем из адсорбера потоке газа.

Активность адсорбента зависит от температуры и концентрации в нем поглощаемого вещества. Динамическая активность всегда меньше статической ($a_d < a^*$).

1.2. Равновесие при адсорбции

Равновесие при адсорбции характеризуется зависимостями количества вещества, поглощенного единицей массы или объема данного адсорбента, от температуры и концентрации поглощаемого вещества в парогазовой среде (растворе):

$$\bar{X}^* = f(\bar{Y}, T). \quad (1)$$

Здесь \bar{X}^* - относительная массовая доля поглощаемого компонента в адсорбенте, равновесная с концентрацией адсорбтива в газовой (жидкой) фазе,

кг адсорбтива/кг адсорбента; \bar{Y} - относительная массовая доля адсорбтива в фазе, из которой поглощается вещество.

Содержание адсорбтива может быть выражено его парциальным давлением P в парогазовой смеси:

$$\bar{X}^* = f_1(P). \quad (2)$$

Зависимости $\bar{X}^* = f(\bar{Y}, T)$ и $\bar{X}^* = f_1(P)$ представляют в общем виде линии равновесия при адсорбции или изотермы адсорбции (рис. 1). Конкретная форма этой зависимости определяется свойствами и механизмом взаимодействия адсорбента и поглощаемого вещества.

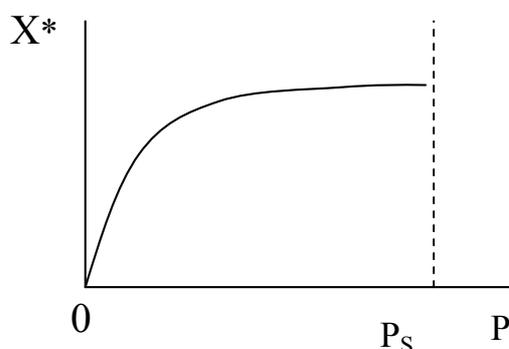


Рис. 1. Изотерма адсорбции

На рис. 1 P_s – парциальное давление насыщенного пара адсорбата. В средней части равновесную кривую можно описать эмпирическим уравнением Фрейндлиха:

$$P = k \bar{X}^n \quad \text{или} \quad \bar{X} = kP^{1/n}, \quad (3)$$

где k и n - константы, определяемые экспериментально. Недостаток: имеет большую погрешность при малых значениях \bar{X} и при \bar{X} , близких к насыщению.

Лучше, чем уравнение Фрейндлиха, процесс физической адсорбции описывается уравнением Лангмюра:

$$\bar{X} = \bar{X}_\infty \frac{P}{P + b}. \quad (4)$$

Изотерма адсорбции является источником информации о структуре адсорбента, тепловом эффекте адсорбции и других характеристиках процесса.

Выделяют пять основных типов изотерм адсорбции (рис. 2).

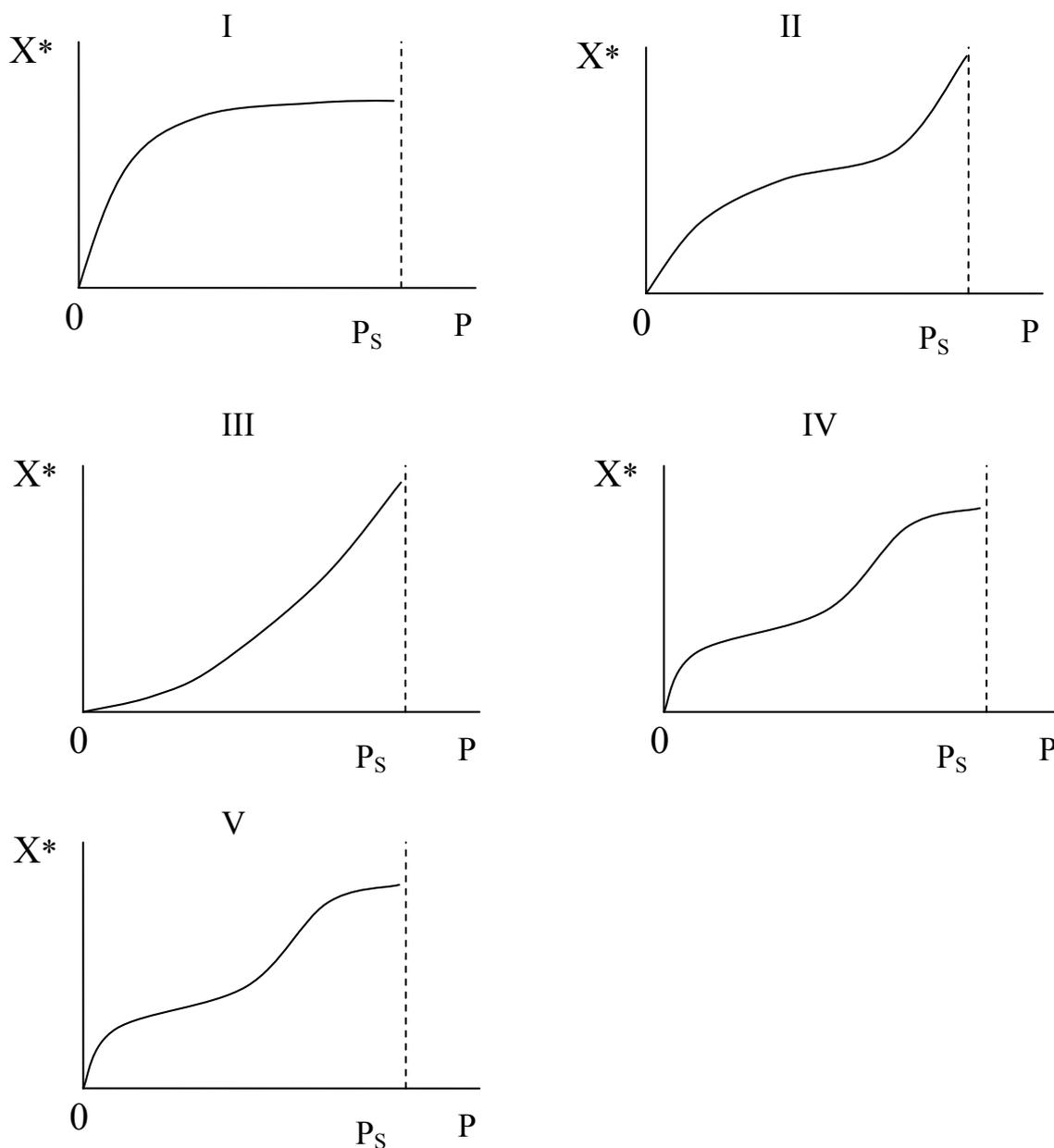


Рис.2. Типы изотерм адсорбции

Тип I характерен для микропористых сорбентов. Начальные выпуклые участки изотерм типов II и IV указывают на присутствие наряду с макропорами некоторого объема микропор. Начальные вогнутые участки изотерм типов III и V указывают на то, что взаимодействие молекул адсорбата с адсорбентом значительно меньше межмолекулярного взаимодействия для молекул

адсорбата. Отличие изотерм II от IV и III от V заключается в том, что объем переходных пор (IV и V типы) заполняется адсорбатом раньше, чем относительное давление P/P_s приблизится к 1 (в результате капиллярной конденсации). При этом на изотермах появляется верхний участок, близкий к горизонтальному. Типы изотерм III и V встречаются редко.

Теплота адсорбции. В процессе адсорбции может выделяться значительное количество тепла. Теплоту адсорбции (в Дж/моль) обычно определяют опытным путем. При отсутствии экспериментальных данных она может быть вычислена по уравнению:

$$r^* = \frac{19,16 \ln(P_2 / P_1)}{1/T_1 - 1/T_2}, \quad (5)$$

где P_1 и P_2 – равновесные давления поглощаемого вещества над адсорбентом, соответствующие абсолютным температурам T_1 и T_2 .

1.3. Материальный баланс процесса адсорбции

Вид уравнений материального баланса процесса адсорбции зависит от того, какой аппарат предстоит рассчитать – периодически или непрерывнодействующий.

При проведении непрерывного процесса адсорбции обычно организуют противоток газа-носителя и адсорбента. В этом случае уравнение материального баланса аналогично уравнению для противоточного абсорбера:

$$L(\bar{X}_k - \bar{X}_n) = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k), \quad (6)$$

где L – расход адсорбента, G – расход газа-носителя, \bar{X}_n и \bar{X}_k – начальное и конечное содержание поглощаемого вещества в адсорбенте, \bar{Y}_k – среднее содержание поглощаемого вещества в отходящих газах за период адсорбции, \bar{Y}_n – содержание адсорбтива в газе носителя.

Движущая сила выражается разностью концентраций: в адсорбенте $\Delta\bar{X} = \bar{X}^* - \bar{X}$, в газовой фазе $\Delta\bar{Y} = \bar{Y} - \bar{Y}^*$.

В аппаратах с неподвижным слоем адсорбента поток газа, содержащий поглощаемое вещество, периодически проходит через зернистый слой

адсорбента. Уравнение материального баланса для элемента слоя высотой dx имеет вид:

$$\varepsilon \frac{\partial C}{\partial \tau} + \rho_{\text{нас}} \frac{\partial X}{\partial \tau} + w \frac{\partial C}{\partial x} = \varepsilon D_L \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}, \quad (7)$$

где C – концентрация поглощаемого вещества в газовой фазе, $\text{кг}/\text{м}^3$; X – концентрация поглощаемого вещества в твердой фазе, $\text{кг}/\text{кг}$ адсорбента; ε – порозность слоя адсорбента; $\rho_{\text{нас}}$ – насыпная плотность адсорбента, $\text{кг}/\text{м}^3$; w – скорость движения газовой фазы, $\text{м}/\text{с}$; x – продольная координата, м ; τ – время, с ; D_L – коэффициент продольного перемешивания, $\text{м}^2/\text{с}$.

Уравнение (7) содержит две неизвестные функции $X(x, \tau)$ и $C(x, \tau)$, поэтому для получения замкнутой системы уравнений материальный баланс дополняется уравнением кинетики:

$$\frac{\rho_{\text{нас}}}{f_{\text{уд}}} \frac{\partial X}{\partial \tau} = k_c [C - C^*(X)] \quad (8)$$

и уравнением изотермы адсорбции:

$$X = f(C^*), \quad (9)$$

где: $f_{\text{уд}}$ – удельная внешняя поверхность твердой фазы, $\text{м}^2/\text{м}^3$; k_c – коэффициент массопередачи, $\text{м}/\text{с}$.

Система уравнений (7) – (9) аналитического решения в общем случае не имеет. Имеются лишь решения в упрощенных частных случаях, когда пренебрегают либо сопротивлением массопередачи (равновесный режим адсорбции), либо продольным перемешиванием.

Поэтому в практике инженерных расчетов периодической адсорбции пользуются приближенным методом, предложенным впервые Н.А. Шиловым. Этот метод применим при выпуклой кривой равновесия.

Физическая сущность метода заключается в том, что расчет сводится к определению времени, в течение которого слой заданной высоты H способен извлекать из потока газа компонент таким образом, чтобы его содержание на выходе из слоя не превышало заданной величины. Это время называют временем защитного действия слоя.

При подаче в нижний слой адсорбера газовой фазы через некоторое время происходит насыщение его фронтального участка поглощаемым компонентом, и газовый поток проходит этот участок без изменения концентрации. Время работы слоя до насыщения его лобового участка называется периодом формирования фронта адсорбции. На этом заканчивается первый период адсорбции и наступает второй период – период параллельного переноса стационарного фронта адсорбции, который характеризуется перемещением профиля концентраций по направлению потока с некоторой постоянной скоростью. С момента выхода из слоя высотой H точки фронта адсорбции с заданной предельной концентрацией заканчивается время защитного действия слоя.

Длительность работы слоя адсорбента в стадии параллельного движения фронта сорбции рассчитывается по уравнению Н.А. Шилова (рис. 3):

$$\tau = K H - \tau_0, \quad (10)$$

где τ – время защитного действия слоя, с; K – коэффициент защитного действия, с/м, показывающий время защитного действия слоя длиной 1 м; H – высота слоя, м; τ_0 – потеря времени защитного действия (кинетическая константа, пропорциональная скорости массообмена, при бесконечно большой скорости становится равной нулю).

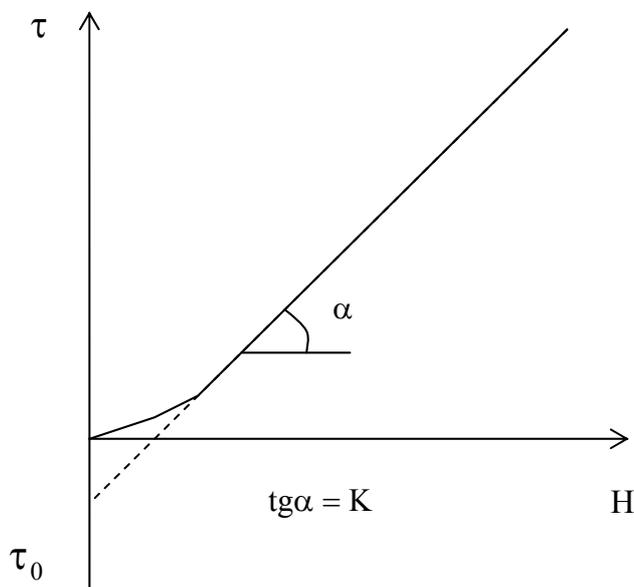


Рис.3. Зависимость времени защитного действия от высоты слоя адсорбента

Средняя концентрация поглощаемого вещества во всем слое адсорбента к моменту «проскока» называется динамической активностью адсорбента.

2. Устройство и принцип действия адсорберов

2.1. Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента

Наибольшее распространение в промышленности получили вертикальные и горизонтальные адсорбционные аппараты с неподвижным слоем.

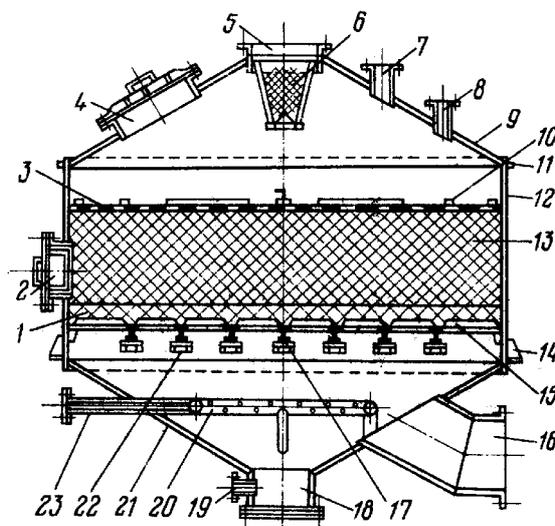


Рис. 4. Вертикальный адсорбер:

1 — гравий; 2 — разгрузочный люк; 3, 6 — сетка; 4 — загрузочный люк; 5 — штуцер для подачи исходной смеси, сушильного и охлаждающего воздуха через распределительную сетку; 7 — штуцер для отвода паров при десорбции; 8 — штуцер для предохранительного клапана; 9 — крышка; 10 — грузы; 11 — кольцо жесткости; 12 — корпус; 13 — адсорбент; 14 — опорное кольцо; 15 — колосниковая решетка; 16 — штуцер для отвода очищенного газа; 17 — балки; 18 — смотровой люк; 19 — штуцер для отвода конденсата и подачи воды; 20 — барботер; 21 — днище; 22 — опоры балок; 23 — штуцер для подачи водяного пара через барботер

Вертикальные адсорберы изготавливают нескольких модификаций. Адсорберы с верхним вводом исходной смеси (рис.4) выполняют из стального листа толщиной 8—10 мм. Цилиндрическая обечайка при высоте до 2,2 м может иметь диаметр 2; 2,5 и 3 м в зависимости от требуемой производительности. Днище и крышка — конические. Высота слоя сорбента

выбирается в интервале от 0,5 до 1,2 м. Адсорбент в этих аппаратах помещается на разборных колосниковых решетках, которые располагаются на балках. Последние устанавливают на опоры, приваренные к стенке корпуса адсорбера.

Для предотвращения попадания сорбента под решетку на нее помещают два слоя сетки из нержавеющей стали или 100 мм слой кускового гравия. Сетку используют с ячейками следующих размеров: нижний слой — от 3,2 x 3,2 до 4 x 4 м, при диаметре проволоки 0,9—1,0 мм; верхний слой — от 1,4 x 1,4 до 1,8 x 1,8 мм при диаметре проволоки 0,65—0,7 мм. При использовании гравия прямо на решетку кладут куски размером 25—30 мм, на них размером 15—20 мм, затем 7—15 мм, а на них 5—7 мм. Для регенерации активного угля чаще всего применяют насыщенный водяной пар, который поступает в угольную шихту снизу под решетку. При использовании в качестве подложки слоя гравия для его нагрева требуется значительное дополнительное тепло, поэтому выгоднее применять подложку из сеток. Для предотвращения уноса угля слой сорбента покрывают сверху сеткой с ячейками размером от 2,2 x 2,2 до 2,5 x 2,5 мм при диаметре проволоки 0,7—0,8 мм. Сетка фиксируется сверху грузами, представляющими собой чугунные отливки длиной 600 – 900 мм, поперечным сечением 25 x 25 мм.

Во входных патрубках помещают на каркасах распределительные проволочные сетки из меди или нержавеющей стали с ячейкой 2,2 x 2,2 мм при диаметре проволоки 0,8 мм. Острый водяной пар для проведения десорбции подают через кольцевой барботер, расположенный под решеткой, с отверстиями диаметром 4—6 мм. На верхней крышке адсорбера имеется штуцер для установки предохранительного клапана.

Вертикальный адсорбер, изображенный на рис. 5, имеет цилиндрическую обечайку с приваренным эллиптическим днищем. В нижней части адсорбера на уровне шва между цилиндрической частью и днищем приваривают колосники, на которых устанавливают разборную колосниковую решетку (рис. 6). Иногда решетку размещают на приварном опорном кольце или на раме из швеллера. На колосниковую решетку помещают слой гравия или две металлические сетки

таким же образом, как в аппарате, изображенном на рис.4. На гравий помещают слой адсорбента, который фиксируется сверху металлической сеткой.

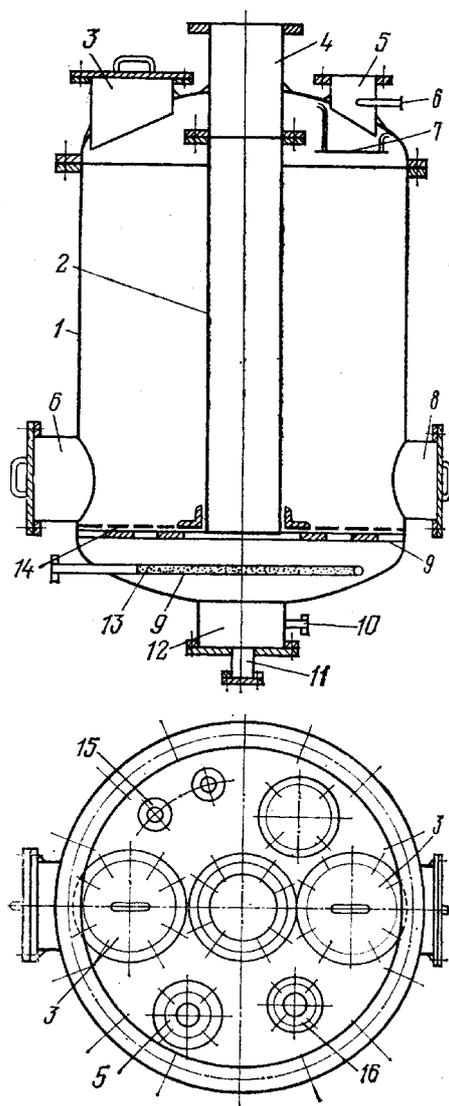


Рис. 5. Вертикальный адсорбер с центральной трубой:

1 — корпус адсорбера; 2 — центральная труба; 3 — загрузочный люк; 4 — штуцер для подачи исходной смеси; 5 — штуцер для отвода паров при десорбции; 6 — гильза термометра; 7 — отбойник; 8 — люк для выгрузки угля и гравия; 9 — колосники; 10 — штуцер для подачи воды; 11 — штуцер для отвода конденсата; 12 — сборник конденсата; 13 — барботер для подачи острого пара; 14 — колосниковая решетка; 15 — патрубок для предохранительного клапана; 16 — штуцер для выхода очищенного газа

При большом диаметре аппарата верхнюю металлическую сетку укрепляют сверху грузом. Между слоями гравия и угля иногда помещают металлическую сетку. Центральную трубу с помощью приварного кольца из

уголковой стали крепят на колосковой решетке. Верхний конец трубы с помощью фланцев соединяют со штуцером, приваренным к крышке.

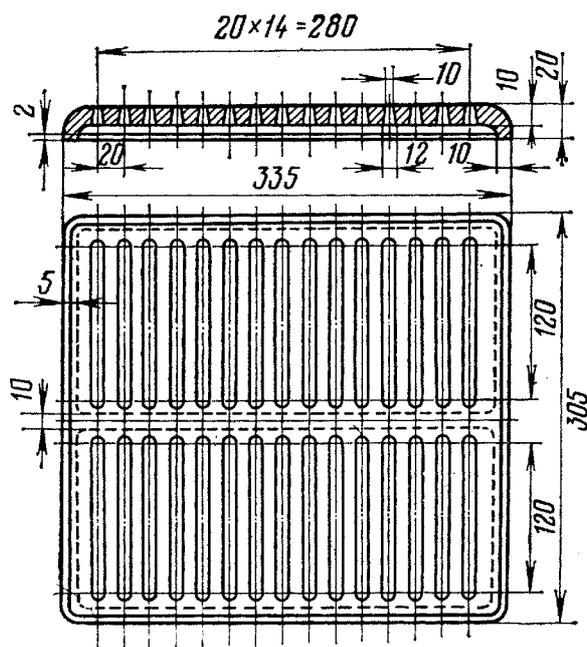


Рис. 6. Чугунная решетка

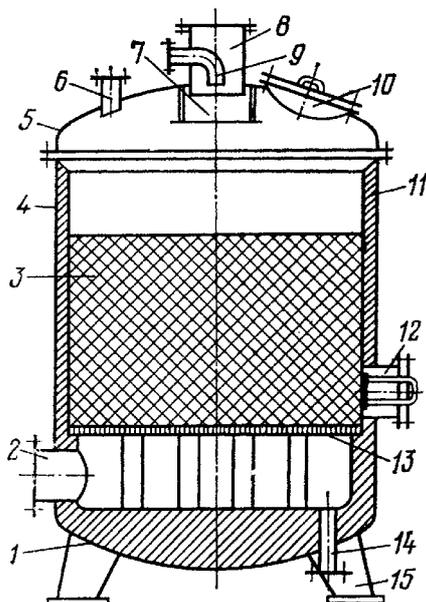


Рис. 7. Вертикальный адсорбер с футеровкой:

1 — днище; 2 — штуцер для подачи исходной смеси, сушильного и охлаждающего воздуха; 3 — сорбент; 4 — корпус; 5 — крышка; 6 — штуцер для предохранительного клапана; 7 — отбойник; 8 — штуцер для отвода очищенного газа; 9 — штуцер для подачи водяного пара; 10 — загрузочный люк; 11 — футеровка; 12 — разгрузочный люк; 13 — керамические плиты; 14 — штуцер для отвода паров и конденсата; 15 — установочные лапы

Вблизи патрубка для паров устанавливают брызгоотбойник. Предохранительный клапан обычно устанавливают на давление 1,5-105 Па. Для предохранения адсорбера от смятия внутри корпуса имеется медная алюминиевая мембрана, размещенная в штуцере на крышке. В центре днища приваривается цилиндрический сборник, в который стекает конденсат, образующийся при нагревании адсорбера острым паром. При работе с агрессивными смесями используют вертикальные адсорберы с противокоррозионной футеровкой (рис. 7) из шамотного кирпича и керамических или диабазовых плиток. Адсорбент помещают на перфорированные керамические плиты (рис. 8).

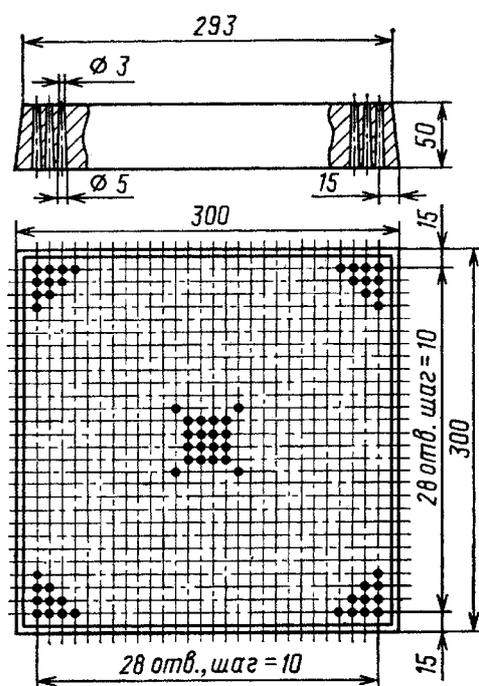


Рис. 8. Перфорированная керамическая плита

Горизонтальные адсорберы изготовляют диаметром 1,8 и 2 м при длине цилиндрической части корпуса 3—9 м; днища эллиптические; высота слоя адсорбента 0,5—1,0 м. Корпус выполняют из листовой нержавеющей или углеродистой стали толщиной 8—10 мм. В адсорбер, изображенный на рис. 9, исходная смесь, сушильный и охлаждающий газы поступают в верхнюю часть, в пространство над слоем адсорбента. Входные патрубки внутри оборудованы распределительными сетками из меди или нержавеющей стали с ячейками

размером 2,2 x 2,2 мм при диаметре проволоки 0,8 мм. Очищенный газовый поток отводится из нижней части адсорбера, из пространства под слоем адсорбента. Острый пар на десорбцию подается через барботер с отверстиями диаметром 4—6 мм. При десорбции смесь паров растворителей с парами воды отводится из адсорбера сверху.

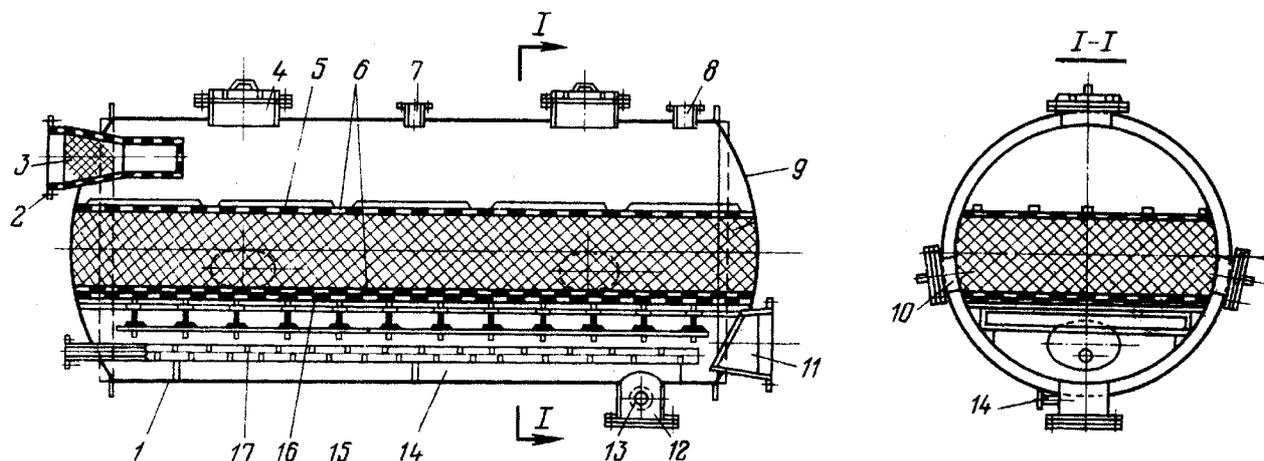


Рис. 9. Горизонтальный адсорбер ВТР:

1 — корпус; 2 — штуцер для подачи паровоздушной смеси при адсорбции и воздуха при сушке и охлаждении; 3 — распределительная сетка; 4 — загрузочный люк с предохранительной мембраной; 5 — грузы; 6 — сетки; 7 — штуцер для предохранительного клапана; 8 — штуцер для отвода паров на стадии десорбции; 9 — слой адсорбента; 10 — люк для выгрузки адсорбента; 11 — штуцер для отвода очищенного газа на стадии адсорбции и отработанного воздуха при сушке и охлаждении; 12 — смотровой люк; 13 — штуцер для отвода конденсата и подачи воды; 14 — опоры для балок; 15 — балки; 16 — разборная колосниковая решетка; 17 — барботер

В нижней части горизонтального адсорбера, изображенного на рис. 10, вместо колосниковой решетки установлено сплошное основание в виде корыта, перевернутого вверх дном. Между краями основания и корпусом аппарата имеются зазоры шириной 50—80 мм для подачи исходной смеси и газа на сушку и охлаждение адсорбента. На основание помещается слой гравия, а затем адсорбент. Аккумулируемое гравием тепло используется для последующей сушки адсорбента. Основной недостаток горизонтальных адсорберов — неравномерное распределение потоков по сечению адсорбента и образование застойных зон. Несмотря на простоту конструкции и малое гидравлическое

сопротивление, эти адсорберы не нашли широкого применения в промышленности.

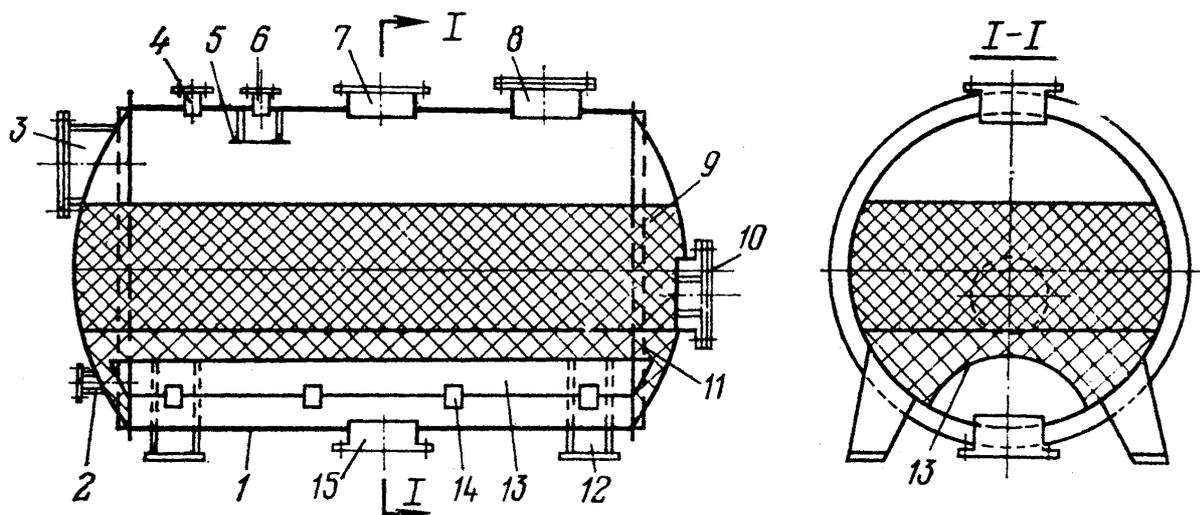


Рис. 10. Горизонтальный адсорбер:

1 — корпус; 2 — штуцер для подачи воды; 3 — люк для выравнивания слоя адсорбента; 4 — штуцер для предохранительного клапана; 6 — отбойник; 6 — штуцер для подачи пара; 7 — штуцер для отвода очищенного газа на стадии адсорбции; 8 — загрузочный люк; 9 — слой адсорбента; 10 — разгрузочный люк; 11 — слой гравия; 12 — установочные лапы; 13 — сплошное основание для адсорбента и гравия; 14 — опоры; 15 — штуцер для подачи паровоздушной смеси при адсорбции, воздуха при сушке и охлаждении, а также для отвода пара и конденсата при десорбции

Адсорберы кольцевого типа. Вертикальные адсорберы, показанные на рис. 11 и 12, представляют собой полый цилиндр, в который помещается адсорбент. Они конструктивно сложнее рассмотренных выше адсорберов с плоским слоем, но благодаря большому поперечному сечению шихты более компактны и имеют большую производительность при относительно невысоком гидравлическом сопротивлении.

Аппараты выполняются диаметром до 3,2 м, высотой до 8 м. Загрузочные люки расположены на верхней крышке, а разгрузочный — внизу цилиндрической обечайки. Исходная смесь движется от периферии к центру, что способствует лучшему использованию адсорбента, так как по мере снижения концентрации целевого компонента в смеси уменьшается и площадь сечения слоя.

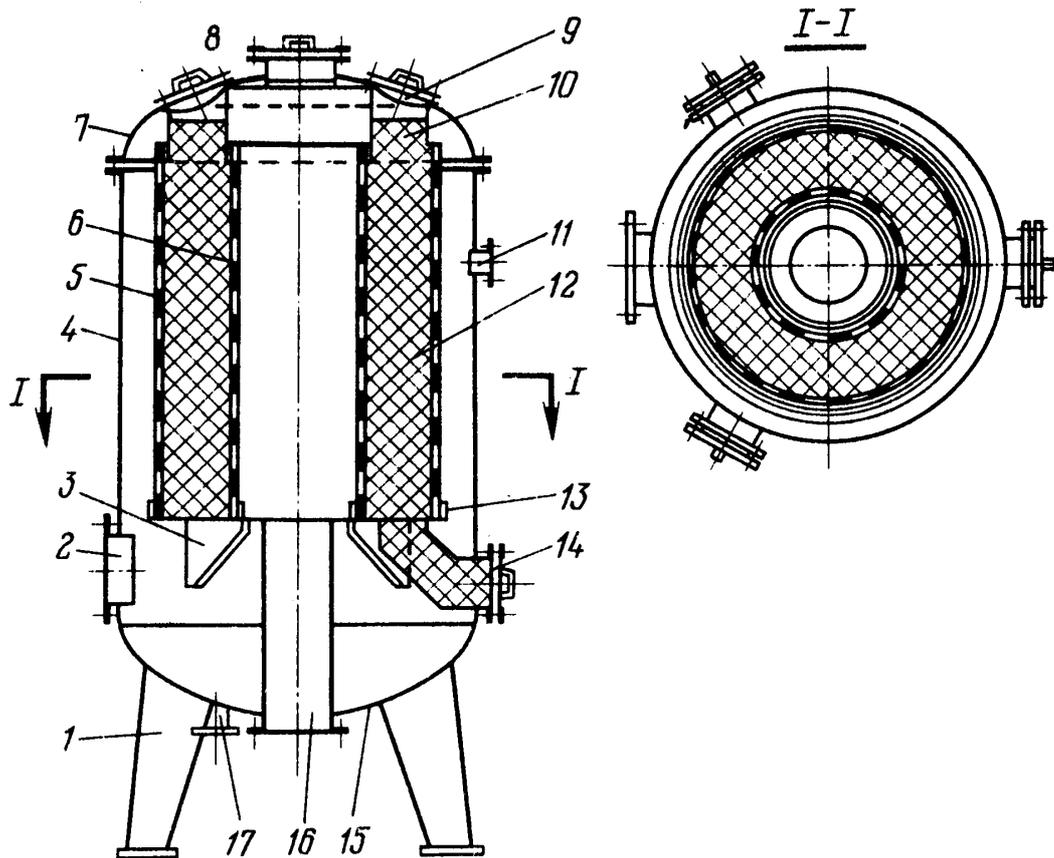


Рис. 11. Кольцевой адсорбер ВТР:

1 — установочная лапа; 2 — штуцер для подачи паровоздушной смеси, сушильного и охлаждающего воздуха; 3 — опора для базы под цилиндры; 4 — корпус; 5,6 — внешний и внутренний перфорированные цилиндры; 7 — крышка; 8 — смотровой люк; 9 — загрузочный люк; 10 — бункер-компенсатор; 11 — штуцер для предохранительного клапана; 12 — слой активного угля; 13 — база для цилиндров; 14 — разгрузочный люк; 15 — днище; 16 — штуцер для отвода очищенного и отработанного воздуха и для подачи водяного пара; 17 — штуцер для отвода паров и конденсата при десорбции и для подачи воды

Тип адсорбера выбирают с учетом конкретных условий процесса, причем вертикальные адсорберы применяют на установках малой и средней мощности, производительностью до $30000 \text{ м}^3/\text{ч}$ исходной смеси, горизонтальные и кольцевые адсорберы работают на установках средней и большой мощности.

Несмотря на периодичность работы аппаратов с неподвижным слоем, адсорбционные установки работают непрерывно, в них включают несколько адсорберов, причем их число определяется в соответствии с продолжительностью адсорбционно-десорбционного цикла.

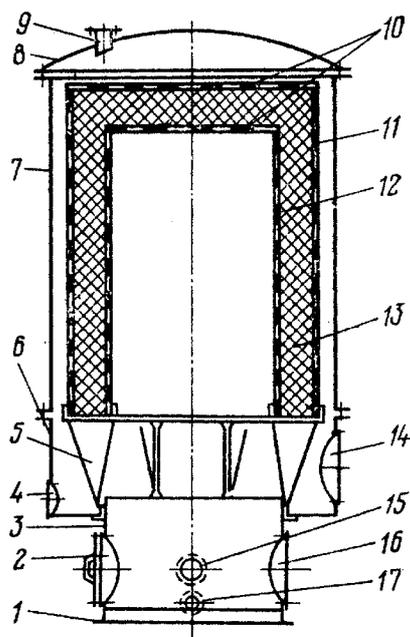


Рис. 12. Вертикальный адсорбер с кольцевым и плоским слоями адсорбента:
 1 – днище; 2 – смотровой люк; 3 – нижняя часть корпуса; 4 – штуцер для отвода паров и конденсата при десорбции; 5 – база для цилиндров; 6,7 – средняя и верхняя части корпуса; 8 – крышка; 9 – штуцер для предохранительного клапана; 10 – решетки с сетками для плоского слоя адсорбента; 11; 12 – внешний и внутренний цилиндры из металлических сеток на каркасе; 13 – адсорбент; 14 – штуцер для подачи паровоздушной смеси, сушильного и охлаждающего воздуха; 15 – штуцер для подачи водяного пара; 16 – штуцер для отвода очищенного и отработанного воздуха; 17 – штуцер для отвода конденсата и для подачи воды

Для обеспечения непрерывной работы установки необходимо иметь в схеме не менее двух адсорберов. Обычно, учитывая разное время протекания стадий, в одной установке монтируют от трех до шести адсорберов.

Приведенная на рис. 13 схема адсорбционной установки рекуперации летучих растворителей работает по четырехфазному циклу.

Исходная смесь подается в адсорбер 1 вентиляторами 2 через рукавные фильтры 3, огнепреградитель 4 с разрывными мембранами и холодильник 5. Число адсорберов определяется в соответствии с графиком работы установки, составляемым в зависимости от производительности одного аппарата и продолжительности отдельных фаз цикла.

Очищенный в результате адсорбции газ удаляется из адсорбера. По окончании фазы адсорбции линия подачи исходной смеси (вентилятор, фильтр,

огнепреградитель, холодильник) переключается на следующий адсорбер, в котором уже прошли стадии регенерации адсорбента (десорбция, сушка, охлаждение), а в первом аппарате начинается десорбция.

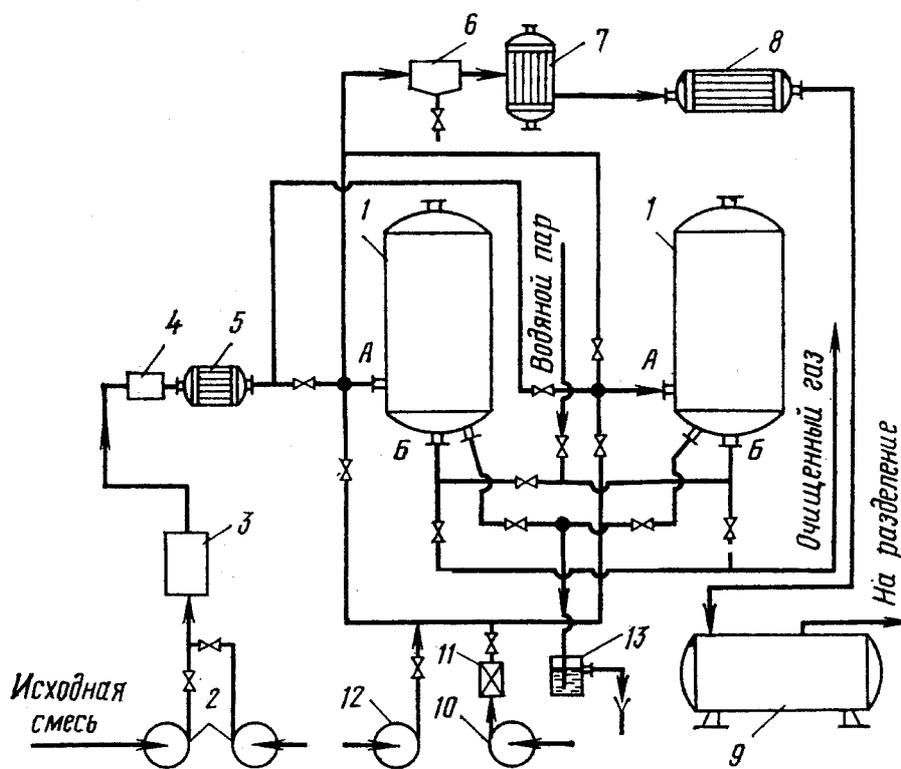


Рис. 13. Схема адсорбционной установки периодического действия с неподвижным слоем адсорбента:

1 — адсорбер; 2, 10, 12 — вентиляторы; 3 — фильтры; 4 — огнепреградитель; 5, 8 — холодильники; 6 — разделитель; 7 — конденсатор; 9 — сборник; 11 — калорифер; 13 — гидрозатвор

Острый пар давлением 0,3—0,5 МПа подается на десорбцию в адсорбер 1 (давление в адсорбере до 0,05 МПа) через штуцер Б. Смесь извлекаемого компонента с так называемым динамическим паром (пар, который не конденсируется в слое адсорбента) выходит из адсорбера через штуцер А и поступает через разделитель 6 в конденсатор 7, холодильник 8 и сборник 9. Из сборника 9 смесь идет на разделение (отстаивание, ректификация и т. д.).

Образовавшийся в адсорбере конденсат греющего пара (часть пара, идущего на нагрев системы до температуры процесса, десорбцию извлекаемого компонента, компенсацию отрицательной теплоты смачивания адсорбента водой и компенсацию потерь тепла) удаляется через гидрозатвор 13.

Воздух для сушки вентилятором 10 нагревается в калорифере 11 до температуры 80-100 °С, подается в адсорбер через штуцер А и удаляется из адсорбера через штуцер Б. Вентилятор 12 через штуцер А подает на охлаждение адсорбента атмосферный воздух, который удаляется из адсорбера через штуцер Б (при наличии в схеме только двух адсорберов для этой цели может быть использован вентилятор 10). На этом цикл заканчивается, и адсорбер переключается на стадию адсорбции.

2.2. Адсорберы с движущимся слоем поглотителя

Адсорбционные установки с движущимся слоем поглотителя относятся к установкам непрерывного действия. Адсорбент перемещается в аппарате плотным слоем под действием силы тяжести, что позволяет организовать непрерывную работу. Эти установки целесообразно применять для выделения целевого компонента из газа-носителя с использованием адсорбционной и десорбционной секций. Схема, представленная на рис. 14, служит для разделения многокомпонентной газовой смеси.

Аппарат включает в себя адсорбционную I и ректификационную II зоны, где происходит разделение подаваемой газовой смеси, и десорбционную зону III, служащую для регенерации адсорбента. Зоны разделены распределительными решетками. Адсорбент непрерывно циркулирует в аппарате: сначала охлаждается в холодильнике 7, затем проходит адсорбционную зону I, где он преимущественно поглощает тяжелые компоненты, обогащая газ легкой фракцией, которую отбирают из этой зоны. При прохождении адсорбентом ректификационной зоны II частично поглощенная легкая фракция вытесняется парами тяжелой, выходящими из десорбционной зоны III. Тяжелую фракцию отбирают на выходе из десорбционной зоны II. Регенерированный в зоне III горячий адсорбент пневмотранспортом, с помощью газодувки 1, направляют в бункер 8, откуда он снова поступает в холодильник.

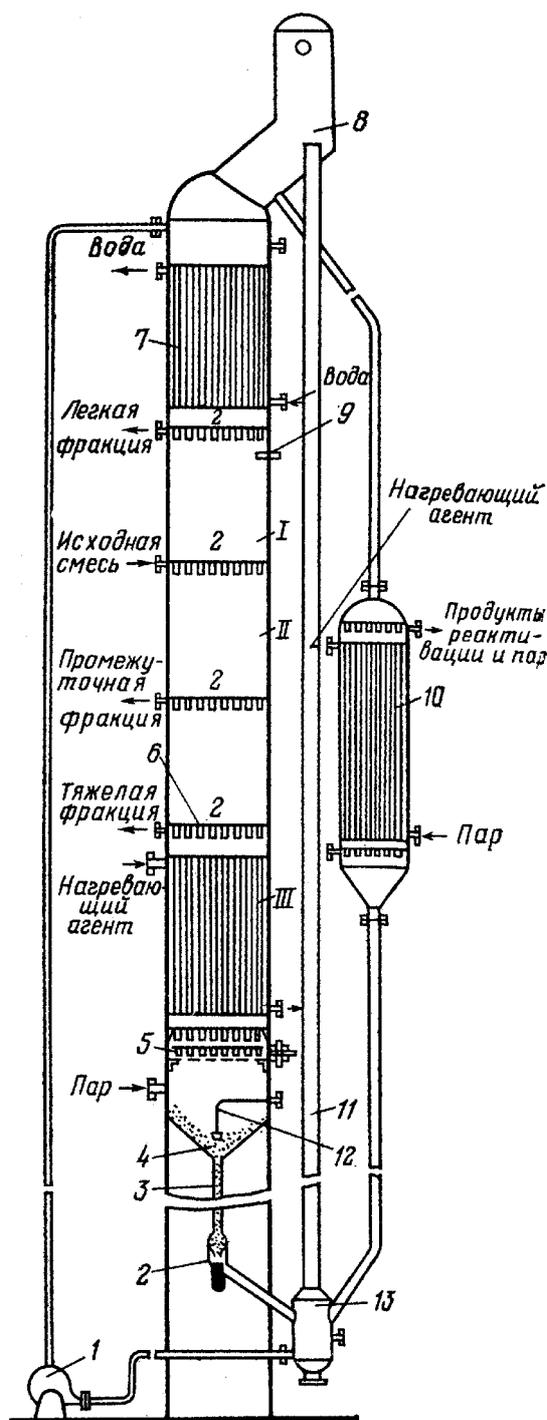


Рис. 14. Типовая схема адсорбционной установки с движущимся слоем активного угля для разделения газовой смеси на три фракции:

I – адсорбционная зона; II – ректификационная зона; III – десорбционная зона;
 1 – газодувка; 2 – задвижка; 3 – труба; 4 – гидрозатвор; 5 – питательная тарелка;
 6 – распределительные тарелки; 7 – холодильник; 8 – бункер; 9 – термopара;
 10 – реактиватор; 11 – труба пневмотранспорта; 12 – указатель уровня; 13 – сборник

Ниже дана краткая характеристика элементов адсорбера с движущимся слоем поглотителя.

Холодильник адсорбента представляет собой вертикальный трубчатый теплообменник. По трубкам, развальцованным в трубных решетках, проходит адсорбент. Иногда для сушки в бункере навстречу адсорбенту поступает часть легкой фракции. В межтрубное пространство подают охлаждающую воду.

Десорбер представляет собой пучок вертикальных труб, развальцованных в двух трубных решетках. По трубам движется адсорбент и водяной пар, а в межтрубное пространство подается нагревающий агент, выбор которого зависит от требуемой температуры десорбции. Чаще всего для нагрева используют водяной пар или высокотемпературные органические теплоносители.

Питатели (рис. 15), применяемые при загрузке и выгрузке, обеспечивают постоянную скорость перемещения адсорбента и его равномерное распределение по сечению аппарата. Наиболее прост питатель шибера, в котором скорость подачи твердых частиц регулируется с помощью шибера. В питателе секторного типа подача твердых частиц регулируется изменением числа оборотов звездочки. Такой питатель не рекомендуется использовать при высоких температурах и давлениях. В тарельчатом питателе регулирование подачи адсорбента осуществляется изменением числа оборотов вращающегося диска.

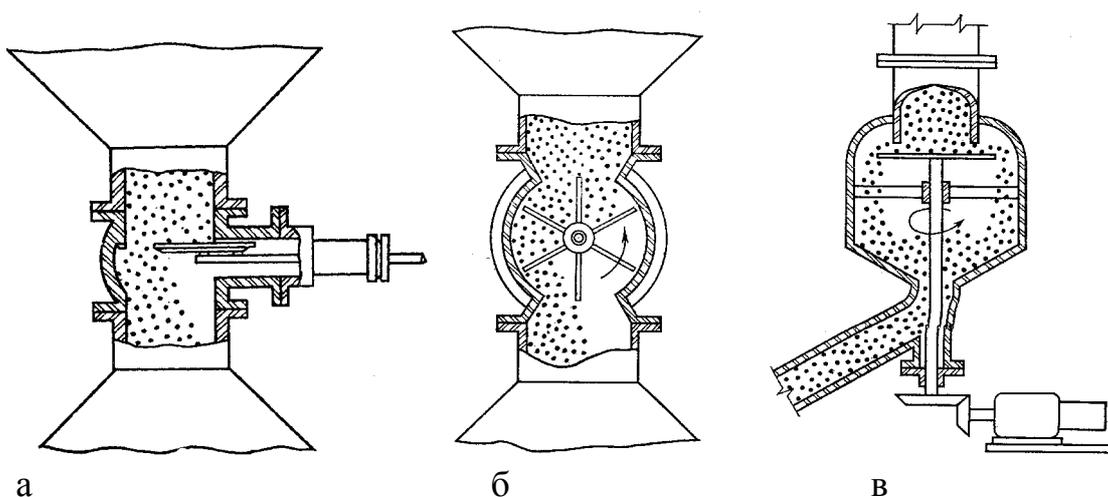


Рис. 15. Схемы типовых питателей: а – шиберный; б – секторный; в – тарельчатый

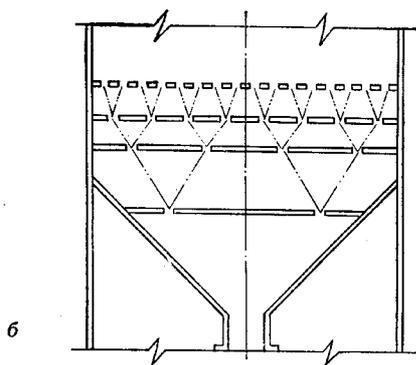
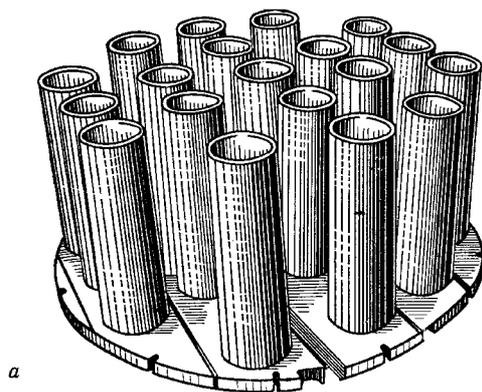


Рис. 16. Распределительные тарелки для сорбента:
 а – с отрезками труб; б – с системой перфорированных тарелок

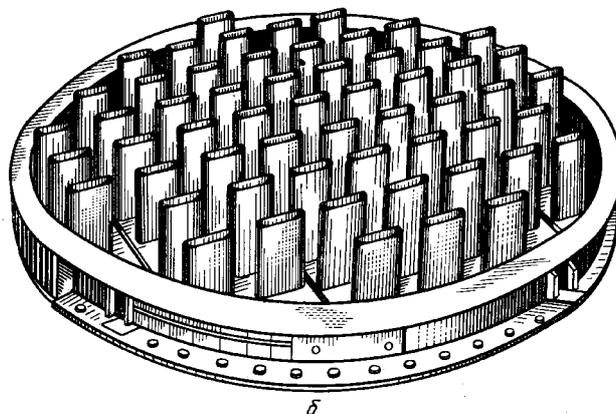
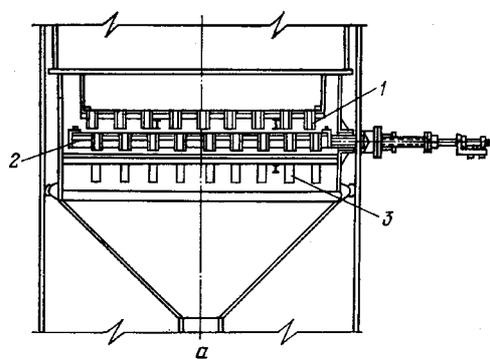


Рис. 17. Разгрузочное устройство для адсорбента: а — конструкция устройства (1, 3 — неподвижные тарелки; 2 — подвижная тарелка); б — конструкция подвижной тарелки

Распределительные тарелки (рис. 16) предназначены для равномерного распределения адсорбента по сечению аппарата. Распределительные тарелки выполняют в виде трубных решеток с развальцованными отрезками труб длиной 0,25—0,60 м, диаметром 40—50 мм. При монтаже тарелку устанавливают патрубками вниз. Иногда используют распределитель в виде системы перфорированных тарелок с уменьшающимся числом равномерно расположенных отверстий.

Разгрузочное устройство чаще всего образовано двумя неподвижными и одной подвижной тарелками (рис. 17). Последняя совершает возвратно-поступательное движение между неподвижными тарелками с помощью гидравлического механизма.

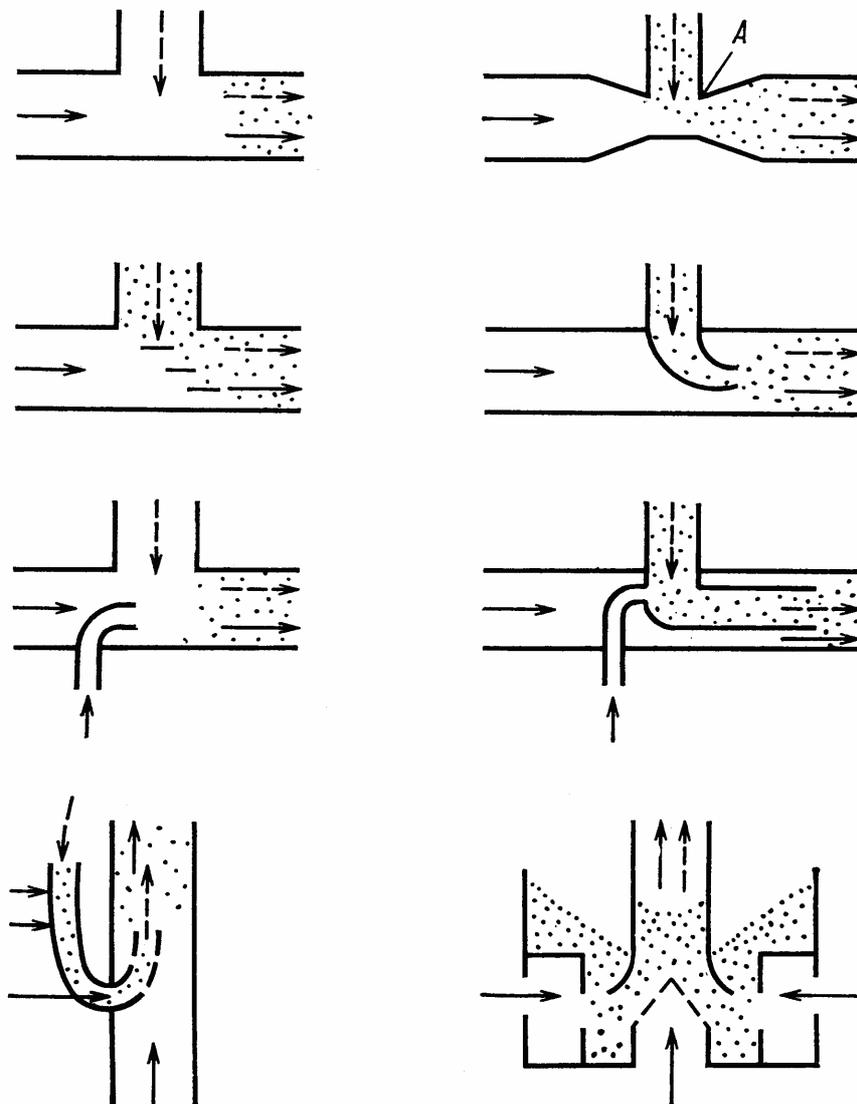


Рис. 18. Схемы загрузочных устройств пневмотранспорта: сплошная линия – подача газа; пунктир – подача твердой фазы

Газовый подъемник. Для циркуляции адсорбента обычно используют пневмотранспорт. Иногда вместо наиболее распространенной транспортировки в разбавленной фазе (газлифта) применяют транспортировку в плотной фазе (гиперфлоу). Реже применяют элеватор. При использовании газлифта особенно важно проектирование питательных и сепарирующих устройств. Типы загрузочных устройств пневмотранспорта показаны на рис. 18.

2.3. Адсорберы с псевдооживленным слоем поглотителя

Большинство установок с псевдооживленным слоем твердого зернистого поглотителя, используемых в промышленности, — ступенчато-противоточные с тарелками переточного типа.

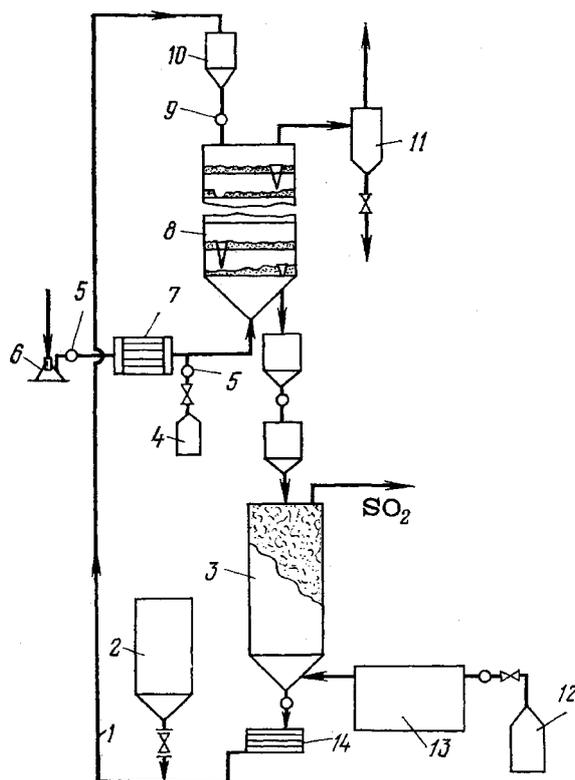


Рис. 19. Схема непрерывной очистки газовой смеси от сернистого ангидрида: 1 — элеватор; 2 — емкость для свежего адсорбента; 3 — десорбер; 4 — емкость для окисления; 5 — расходомеры; 6 — газодувка; 7 — теплообменник; 8 — многополочный адсорбер; 9 — регулятор подачи адсорбента; 10 — бункер; 11 — сепаратор; 12 — источник инертного газа; 13 — печь; 14 — механическое сито

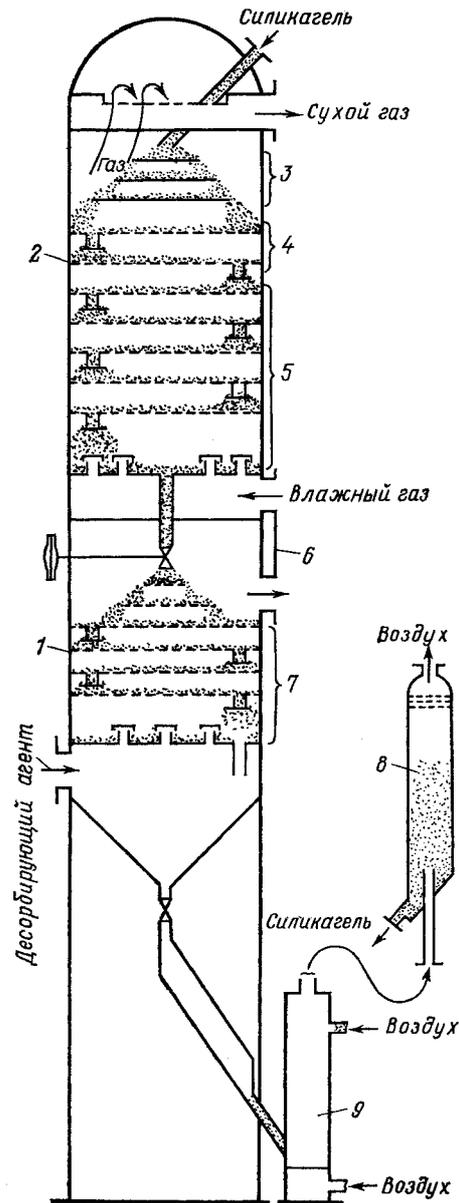


Рис. 20. Конструкция адсорбционно-десорбционного аппарата:

1 — десорбер; 2 — адсорбер; 3 — распределительные тарелки; 4 — теплообменные тарелки; 5 — адсорбционные тарелки; 6 — охлаждающая рубашка; 7 — регенерационные тарелки; 8 — сепаратор; 9 — холодильник

При этом установки, работающие с газовой и жидкой фазой, отличаются лишь конструкцией деталей и вспомогательного оборудования (в основном конструкцией переточных устройств). Установка для адсорбции в газовой фазе (рис. 19) состоит из стального цилиндрического адсорбера, секционированного переточными тарелками, и десорбера с движущимся слоем, в верхней части которого происходит десорбция острым паром, а в нижней — сушка адсорбента. Здесь адсорбция и десорбция проводятся в отдельных аппаратах.

Часто оказывается выгодным разместить все зоны в одном аппарате, как показано на рис. 20. В аппарате расположены три распределительные, две теплообменные, шесть адсорбционных и пять регенерационных тарелок. Диаметр аппарата 3 м при высоте 21 м. На каждой тарелке помещается 200 кг адсорбента, а всего в аппарате 1600 кг в адсорбционной зоне и 800 кг – в десорбционной. Диаметр отверстий тарелок 4,7 мм при живом сечении 13 %. На каждой тарелке размещено по четыре перетока общей пропускной способностью 22,5 кг/мин.

Конструкции переточных устройств изображены на рис. 21, 22.

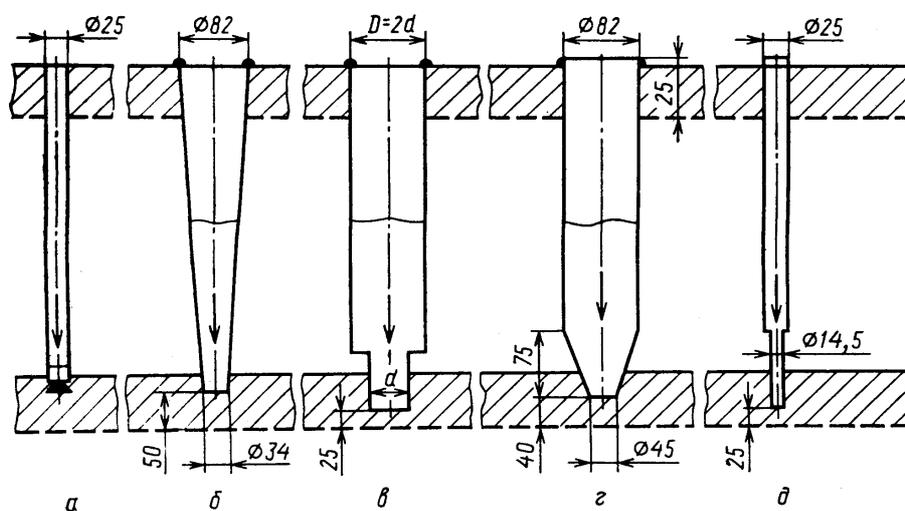


Рис. 21. Конструкции переточных трубок адсорбера:
 а — с подпорным диском; б — коническая; в — цилиндрическая с цилиндрическим сужением на конце; г — цилиндрическая с коническим сужением на конце; д — конструкция Казаковой

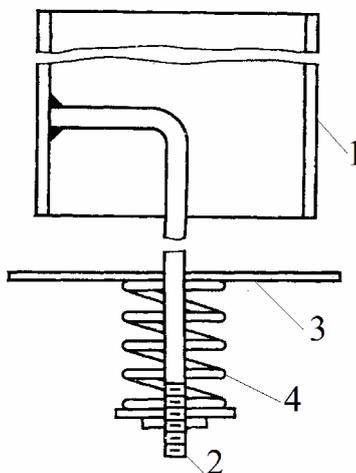


Рис. 22. Переточное устройство с пружиной: 1 — труба; 2 — болт; 3 — отражатель; 4 — пружина

3. Расчет адсорбционной установки периодического действия

Задание на проектирование. Рассчитать адсорбционную установку периодического действия с неподвижным слоем адсорбента для улавливания паров диэтилового эфира из воздуха, работающую по четырехстадийному циклу. Расход паровоздушной смеси 2500 м³/ч; температура смеси 10 °С; атмосферное давление 10⁵ Па; начальная концентрация диэтилового эфира в газовой смеси $C_0=2 \cdot 10^{-3}$ кг/м³; проскоковая концентрация составляет 5 % от начальной; тип аппарата – вертикальный адсорбер; адсорбент – активный уголь АГ-5 с эквивалентным диаметром гранул 1,2 мм.

Принимаем число адсорберов в установке, равное двум. В одном из аппаратов проходит стадия адсорбции, в то время как в другом протекают стадии регенерации и сушки активного угля.

3.1. Построение изотермы адсорбции

Согласно теории Эйкена и Поляни, располагая изотермой адсорбции пара стандартного вещества $a_1=f_1(P_1)$ для температуры t_1 , можно вычислить изотерму адсорбции другого пара $a_2=f_2(P_2)$ при температуре t_2 .

Для расчета статической активности адсорбента по целевому веществу служит формула:

$$a_2 = \frac{a_1^*}{M_1 \beta}, \quad a_2^* = a_2 M_2, \quad (11)$$

где a_1^* – ордината изотермы адсорбции стандартного вещества, кг/кг; a_2 – ордината определяемой изотермы, кмоль/кг; a_2^* – ордината определяемой изотермы, кг/кг; β – коэффициент аффинности, равный отношению мольных объемов V_1 и V_2 .

$$\beta = V_2 / V_1, \quad (12)$$

$$V_1 = M_1 / \rho_1, \quad (13)$$

$$V_2 = M_2 / \rho_2, \quad (14)$$

где M_1 и M_2 – молекулярные массы стандартного и целевого вещества; ρ_1, ρ_2 – плотности стандартного и целевого вещества.

Вторая координата изотермы адсорбции рассчитывается по формуле:

$$P_2 = 10^{\left[\log P_{s,2} - \beta \frac{t_1 + 273}{t_2 + 273} \log \frac{P_{s,1}}{P_1} \right]}, \quad (15)$$

где P_1 и P_2 – парциальные давления стандартного и целевого веществ, мм рт. ст.; $P_{s,1}$ – давление насыщенного пара стандартного вещества при температуре t_1 ; $P_{s,2}$ – давление насыщенного пара целевого вещества при температуре t_2 , мм рт. ст.;

Давление насыщенных паров бензола и диэтилового эфира определяем по номограмме рис. XI [5]: $P_{s,1}=75$ мм рт. ст., $P_{s,2}=225$ мм рт. ст. В табл. 1 приведены данные для построения изотермы адсорбции бензола активным углем (рис. 23).

Таблица 1

Данные для построения изотермы адсорбции по бензолу (стандартное вещество) при $t=20^{\circ}\text{C}$

Парциальное давление P_1 ; мм рт. ст.	0	5	10	15	20	30	40	50	60
Статическая активность адсорбента a_1^* ; кг/кг	0,1	0,25	0,27	0,28	0,29	0,31	0,325	0,35	0,37

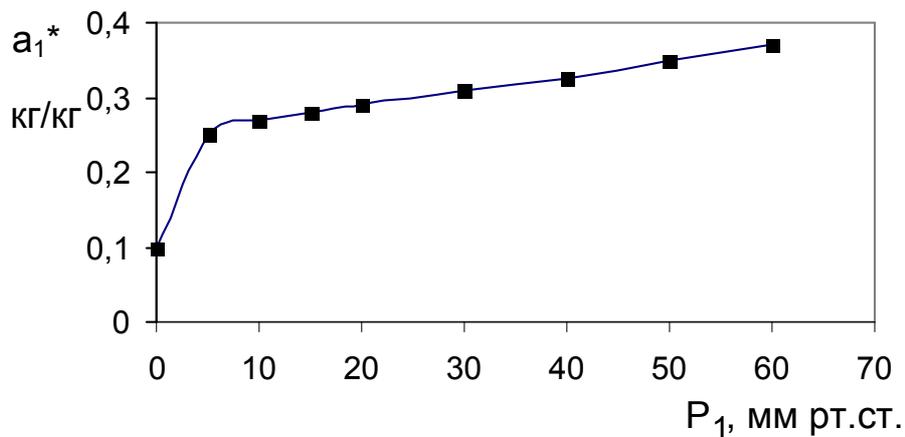


Рис.23. Изотерма сорбции бензола активным углем

Рассчитываем ординату первой точки изотермы адсорбции целевого вещества ($P_2=0$):

$$a_2 = \frac{0,1}{78,11 \cdot 1,17} = 0,00109, \quad a_2^* = 0,00109 \cdot 74,12 = 0,08 \text{ кг/кг.} \quad (16)$$

Координаты второй точки изотермы адсорбции определяем следующим образом. Находим величину статической активности:

$$a_2 = \frac{0,25}{78,11 \cdot 1,17} = 0,00274, \quad a_2^* = 0,00274 \cdot 74,12 = 0,203 \text{ кг/кг.} \quad (17)$$

Рассчитываем парциальное давление:

$$P_2 = 10^{\left[\log 225 - 1,17 \frac{20+273}{10+273} \log \frac{75}{5} \right]} = 10^{0,934} = 8,6 \text{ мм рт. ст.} \quad (18)$$

Результаты расчетов для других точек изотермы (рис. 24) сводим в табл. 2.

Таблица 2

Данные для построения изотермы адсорбции по диэтиловому эфиру (целевое вещество) при $t=10^\circ\text{C}$

Парциальное давление P_2 ; мм рт. ст.	0	8,6	19,7	32,4	42,7	74	100	125,9	158,5
Статическая активность адсорбента a_2^* ; кг/кг	0,08	0,203	0,22	0,23	0,24	0,25	0,26	0,28	0,3

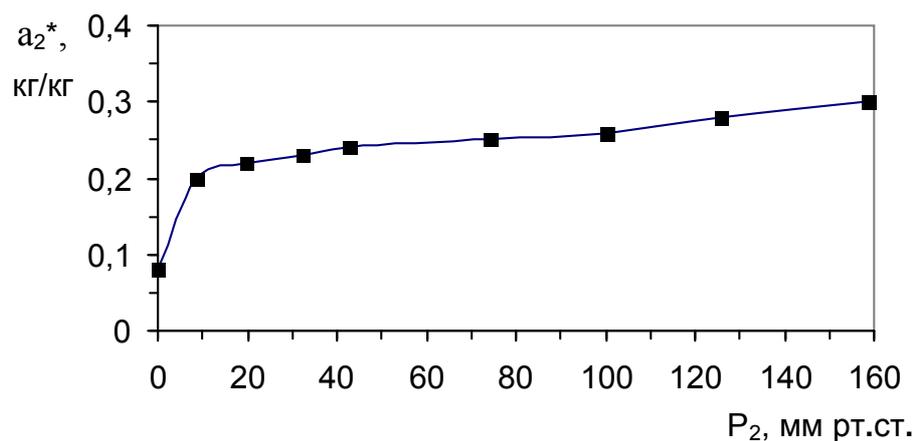


Рис. 24. Изотерма сорбции диэтилового эфира активным углем

При отсутствии экспериментальных изотерм сорбции стандартного вещества адсорбентом выбранного типа можно воспользоваться уравнениями

изотерм сорбции. Наиболее полными уравнениями изотерм адсорбции, не имеющих в координатах $a_0^* - P$ точек перегиба, учитывающими к тому же структурные особенности сорбентов, являются уравнения Дубинина, полученные на основе теории объёмного заполнения микропор.

Для микропористых сорбентов, обладающих однородной микропористой структурой (синтетические цеолиты), это уравнение имеет вид:

$$a_0^* = \frac{W_0}{V} e^{-B \frac{T^2}{\beta^2} \left(\lg \frac{P_s}{P} \right)^2} \quad (19)$$

Для адсорбентов со сложными микропористыми структурами (мелкопористые силикагели, активные угли):

$$a_0^* = \frac{W_{01}}{V} e^{-B_1 \frac{T^2}{\beta^2} \left(\lg \frac{P_s}{P} \right)^2} + \frac{W_{02}}{V} e^{-B_2 \frac{T^2}{\beta^2} \left(\lg \frac{P_s}{P} \right)^2} \quad (20)$$

Здесь a_0^* – статическая активность, моль/г; W_0 и B , W_{01} и B_1 , W_{02} и B_2 – константы, характеризующие адсорбент; T – температура, К; β – коэффициент аффинности пара адсорбтива по отношению к стандартному веществу; P_s/P – отношение давления насыщенного пара поглощаемого компонента к его парциальному давлению; V – мольный объём поглощаемого компонента, см³/моль. Для ряда промышленных адсорбентов константы уравнения Дубинина приведены в табл. 3.

Таблица 3

Константы уравнения Дубинина

Марка угля	$W_{01}, \text{см}^3/\text{г}$	$W_{02}, \text{см}^3/\text{г}$	$B_1 \cdot 10^6, \text{K}^{-2}$	$B_2 \cdot 10^6, \text{K}^{-2}$
БАУ	0,22 – 0,26	-	0,55 – 0,7	-
АР-А	0,253	0,139	1,2	4,4
АР-Б	0,34	-	1,0	-
АР-В	0,23	-	0,7	-
АР-3	0,19	0,18	0,74	3,42
АГ-3	0,30	-	0,7 – 0,8	-
СКТ-3	0,48	-	0,73	-
КАД-иодный	0,23	0,13	0,7	3,1

3.2. Определение диаметра и высоты адсорбера

Допустимую фиктивную скорость газа можно рассчитать по формуле:

$$W_{\text{доп}} = \sqrt{0,0167 \rho_{\text{нас}} d_3 g / \rho_y}, \quad (21)$$

где $\rho_{\text{нас}}$ – насыпная плотность адсорбента, кг/м³; d_3 – эквивалентный диаметр гранул, м; ρ_y – плотность воздуха при температуре адсорбции, кг/м³; $g=9,81$ – ускорение свободного падения.

$$\rho_y = 1,29 P T_0 / (P_0 T) = 1,29 \cdot 10^5 \cdot 273 / (1,013 \cdot 10^5 \cdot 283) = 1,2 \text{ кг/м}^3;$$

$$W_{\text{доп}} = \sqrt{0,0167 \cdot 600 \cdot 1,2 \cdot 10^{-3} \cdot 9,81 / 1,2} = \sqrt{0,0983} = 0,31 \text{ м/с.}$$

Рабочую скорость газа в адсорбере примем на 25% ниже допустимой:

$$W_{\text{раб}} = 0,75 \cdot 0,31 = 0,1 \text{ м/с.}$$

Диаметр аппарата:

$$D = \sqrt{4V / (\pi W_{\text{раб}})} = \sqrt{4 \cdot 2500 / (3,14 \cdot 0,1 \cdot 3600)} = 2,97 \text{ м.} \quad (22)$$

Выбираем вертикальный адсорбер типа ВТР диаметром 3 м.

Уточняем рабочую скорость газа в аппарате:

$$W = 4V / (\pi D^2) = 4 \cdot 2500 / (3600 \cdot 3,14 \cdot 3^2) = 0,098 \text{ м/с.} \quad (23)$$

Высоту слоя активного угля в аппарате для обеспечения достаточного времени работы адсорбера примем равной 1 м (в вертикальных адсорберах типа ВТР высота слоя адсорбента составляет 0,5 - 1,2 м). Общую высоту цилиндрической части аппарата принимаем равной 2 м. Дополнительная высота (под крышкой и над днищем) необходима для размещения распределительного устройства для газа, штуцеров и датчиков контрольно-измерительных приборов.

3.3. Расчет коэффициента массоотдачи

Величина коэффициента массоотдачи в газовой фазе используется при расчете продолжительности процесса адсорбции.

Коэффициент диффузии адсорбтива в газе при температуре процесса

$$D = D_0 \frac{P_0}{P} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2} . \quad (24)$$

Коэффициент диффузии D_0 при нормальных условиях находим по справочным данным либо, при их отсутствии, по формуле:

$$D_0 = \frac{4,3 \cdot 10^7 T^{1,5}}{P (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} , \quad (25)$$

где P – давление в системе, кгс/см²; M_A , M_B – молярные массы газов А и В; v_A и v_B – молярные объёмы, определяемые как сумма атомных объёмов элементов, входящих в состав газа; $T=273+ t_2$ – температура в системе, °К.

Для диэтилового эфира $D_0=7,8 \cdot 10^{-6}$ м²/с .

$$D = 7,8 \cdot 10^{-6} \frac{1,013 \cdot 10^5}{10^5} \left(\frac{273 + 10}{273} \right)^{3/2} = 8,45 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}. \quad (26)$$

Находим число Рейнольдса

$$Re = W d_э \rho_r / \mu_r . \quad (27)$$

Динамический коэффициент вязкости газа (воздуха) при t_2 по справочным данным равен $\mu_r=0,0171 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

$$Re=0,098 \cdot 1,2 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2 / (0,0171 \cdot 10^{-3}) = 8,25.$$

Диффузионный критерий Нуссельта рассчитываем по формуле:

$$Nu_y = 1,6 Re^{0,54} = 1,6 \cdot 8,25^{0,54} = 5. \quad (28)$$

Определяем объёмный коэффициент массоотдачи:

$$\beta_y = Nu \cdot D / d_э^2 = 5 \cdot 8,45 \cdot 10^{-6} / (1,2 \cdot 10^{-3})^2 = 29,3 \text{ с}^{-1}.$$

3.4. Расчет продолжительности процесса адсорбции

Изотерма адсорбции делится на три области: первая характеризуется отношением $P/P_{s1} < 0,17$ (по бензолу), вторая $0,17 < P/P_{s1} < 0,5$ и третья $P/P_{s1} > 0,5$. Для каждой области имеется своя формула расчета продолжительности адсорбции.

При определении продолжительности процесса по изотерме адсорбции и заданной концентрации исходной паровоздушной смеси C_0 находят сорбционную емкость a_2 и устанавливают к какой области изотермы относится величина C_0 . Рассчитываем парциальное давление, соответствующее C_0 по формуле, Па:

$$P_2 = C_0 R (t_2 + 273) / M_A, \quad (29)$$

где $R=8314$ – универсальная газовая постоянная; M_A – молекулярная масса сорбируемого вещества. По изотерме сорбции определяем a_2 .

Находим отношение P/P_{s1} (по бензолу):

$$\frac{P}{P_{s1}} = 10^{\frac{\log P_2 - \log P_{s2}}{\beta}}. \quad (30)$$

Для первой области, где изотерма адсорбции считается прямолинейной и приближенно отвечает закону Генри, справедливо уравнение:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{a_2 \rho_{\text{нас}}}{W C_0}} \sqrt{H} - b \sqrt{\frac{a_2 \rho_{\text{нас}}}{\beta_y C_0}}, \quad (31)$$

где τ – время, с; H – высота слоя активного угля, м; C_0 – начальная концентрация адсорбируемого вещества в парогазовом потоке, кг/м^3 ; a_2 – количество адсорбируемого вещества, равновесное с концентрацией потока C_0 ; β_y – коэффициент массоотдачи. Величина b берется из табл. 4 для C/C_0 , где C – содержание адсорбируемого вещества в газовом потоке, выходящем из адсорбера, кг/м^3 .

Таблица 4

Значение коэффициента b

C/C_0	b	C/C_0	b	C/C_0	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	0,09		
0,1	0,94	0,6	-0,1		

Для второй области изотермы адсорбции пользуются уравнением:

$$\tau = \frac{a_2}{W C_0} \left\{ H - \frac{W}{\beta_y} \left[\frac{1}{p} \ln \left(\frac{C_0}{C} - 1 \right) + \ln \frac{C_0}{C} - 1 \right] \right\}. \quad (32)$$

В этом уравнении $p=C_0/C_{\max}$, C_{\max} – содержание вещества в газовом потоке, равновесное с половинным количеством от максимально адсорбируемого данным адсорбентом, т.е. равновесное с $a_{\infty}/2$, кг/м³.

По изотерме сорбции находим $P_{2,\max}$, соответствующее $a_{2,\max}$.

Рассчитываем
$$C_{\max} = \frac{P_{2,\max} M_A \cdot 133,3}{8314 (t_2 + 273)}.$$

Находим $p = C_0/(2C_{\max})$.

Для третьей области изотермы адсорбции:

$$\tau = \frac{a_2}{W C_0} \left[H - \frac{W}{\beta_y} \ln \left(\frac{C_0}{C} - 1 \right) \right]. \quad (33)$$

Определим с помощью изотермы (рис.24) статическую активность угля по диэтиловому эфиру при концентрации паровоздушной смеси $C_0=2 \cdot 10^{-3}$ кг/м³.

Предварительно рассчитываем парциальное давление, соответствующее C_0 :

$$P_2 = C_0 R (t_2 + 273) / M_A = 2 \cdot 10^{-3} \cdot 8314 \cdot 283 / 74 = 63,5 \text{ Па или } 0,5 \text{ мм рт. ст.}$$

Находим отношение P/P_{s1} :

$$\frac{P}{P_{s1}} = 10^{\frac{\log 0,5 - \log 225}{1,17}} = 0,0054 < 0,17.$$

На диаграмме абсциссе $P_0=0,5$ мм рт. ст. соответствует ордината $a_0=0,1$ кг/кг. Так как на изотерме точка, соответствующая исходной концентрации паровоздушной смеси $C_0=2 \cdot 10^{-3}$ кг/м³, находится в первой (прямолинейной) области, то продолжительность процесса рассчитывается по формуле (3.21). Коэффициент b определяем по табл. 3. Для $C/C_0=0,05$ значение $b=1,19$.

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{0,1 \cdot 600}{0,098 \cdot 2 \cdot 10^{-3}}} \sqrt{1} - 1,19 \sqrt{\frac{0,1 \cdot 600}{29,3 \cdot 2 \cdot 10^{-3}}} = 553,28 - 38,05 = 515,23.$$

$$\tau = 515,23^2 = 265455 \text{ с} = 73,7 \text{ ч.}$$

3.5. Расчет выходной кривой

Выходная кривая характеризует изменение концентрации поглощаемого вещества в газовом потоке на выходе из адсорбера. Расчет выходной кривой производится по уравнению Томаса для безразмерной концентрации в потоке:

$$\frac{C}{C_H} = J(n_{oy}, n_{oy} T). \quad (34)$$

Профиль концентраций в адсорбенте характеризуется уравнением:

$$\frac{X}{X^*(C_H)} = J(n_{oy} T, n_{oy}). \quad (35)$$

В этих уравнениях: J – функция двух переменных α, γ ; $n_{oy} = K_y a z / W$ – общее число единиц переноса для слоя сорбента высотой z , рассчитанное с учетом продольного перемешивания; $T = W C_H (\tau - z \varepsilon / W) / [\rho_{нас} X^*(C_H) z]$ – безразмерное время; K_y – коэффициент массопередачи по газовой фазе; a – удельная поверхность адсорбента; W – скорость газа в адсорбере.

Значения функции $J(\alpha, \gamma)$ табулированы и приведены в специальной литературе. При $\alpha \gamma > 36$ функцию J можно приближенно вычислять по формуле:

$$J(\alpha, \gamma) = [1 - \operatorname{erf}(\sqrt{\alpha} - \sqrt{\gamma})] / 2 + \frac{\exp[-(\sqrt{\alpha} - \sqrt{\gamma})^2]}{2\sqrt{\pi}[(\alpha\gamma)^{1/4} + \sqrt{\gamma}]}. \quad (36)$$

При $\alpha \gamma > 3600$ эту функцию можно определить с помощью более простой зависимости:

$$J(\alpha, \gamma) = [1 - \operatorname{erf}(\sqrt{\alpha} - \sqrt{\gamma})] / 2. \quad (37)$$

Таблицы интеграла вероятностей $\operatorname{erf}(x) = (2/\sqrt{\pi}) \int_0^x e^{-y^2} dy$ имеются в математических справочниках. Кроме того, во всех системах компьютерной математики имеются соответствующие встроенные функции.

Коэффициент массопередачи связан с коэффициентами массоотдачи выражением:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}}. \quad (38)$$

Коэффициент массоотдачи в адсорбенте (коэффициент внутренней массоотдачи) находится по формуле:

$$\beta_x = \frac{10D_э}{d_э(1-\varepsilon)} \frac{\rho_{\text{нас}} X^*(C_H)}{C_H}, \quad (39)$$

где ε – порозность слоя адсорбента, $\rho_{\text{нас}}$ – насыпная плотность слоя адсорбента, $D_э$ – эффективный коэффициент диффузии поглощаемого компонента в адсорбенте.

Порозность слоя может быть найдена по формуле:

$$\varepsilon = 1 - \rho_{\text{нас}} / \rho_{\text{ч}}, \quad (40)$$

где $\rho_{\text{ч}}$ – плотность частиц адсорбента.

Если сопротивление в сорбенте определяется диффузией в порах и имеются данные по размерам пор, коэффициент диффузии в порах может быть рассчитан по уравнению:

$$D_э \approx D_{\text{п}} = \frac{\varepsilon_{\text{ч}} D_y}{2} \left[1 - \exp\left(-\frac{4r}{3D_y} \sqrt{\frac{8RT}{M}}\right) \right], \quad (41)$$

где $\varepsilon_{\text{ч}}$ - пористость частиц сорбента (доля объема пор от объема частицы), r – средний радиус пор, M – молекулярная масса сорбируемого вещества, R – универсальная газовая постоянная, T – температура процесса.

Алгоритм расчета выходной кривой и профиля концентраций в адсорбенте реализован средствами пакета Mathcad. Текст Mathcad-документа приведен в приложении 2. На рис. 25 представлен график зависимости концентрации поглощаемого вещества в газовом потоке на выходе из адсорбера от времени процесса. На рис. 26 приведены графики изменения концентрации адсорбата по высоте слоя адсорбента в различные моменты времени. Эти кривые иллюстрируют движение фронта адсорбции.

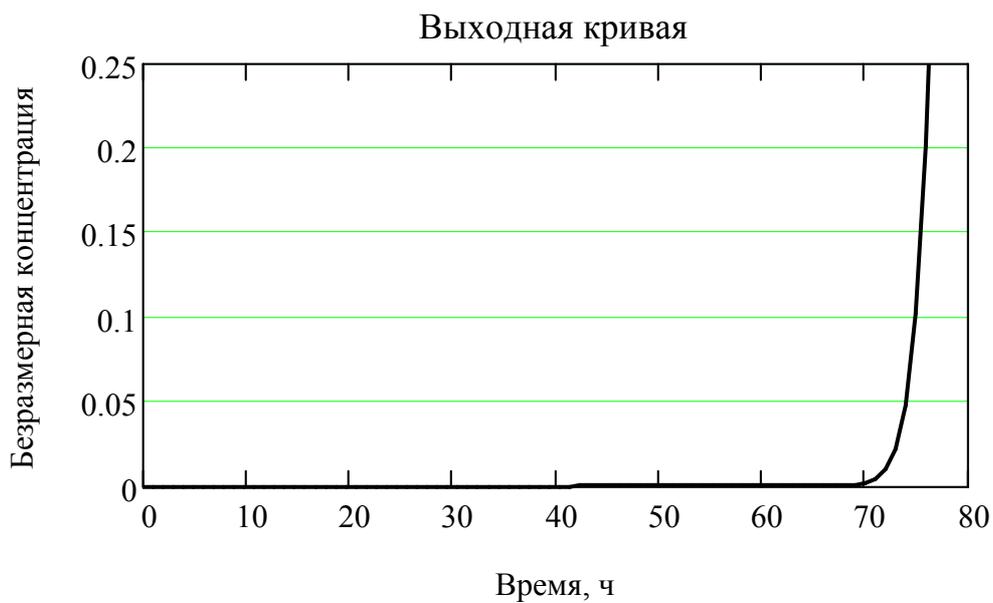


Рис. 25. Выходная кривая

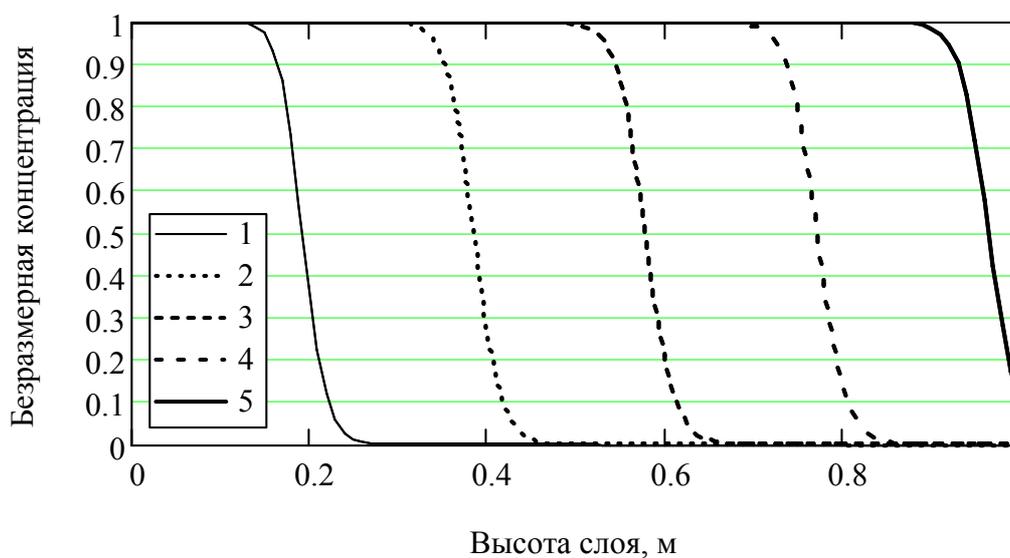


Рис. 26. Профили концентраций в адсорбенте. Время процесса, ч: 1 – 15, 2 – 30, 3 – 45, 4 – 60, 5 – 75

4. Расчёт адсорбционной установки с движущимся слоем поглотителя

Задание на проектирование. Спроектировать непрерывнодействующую адсорбционную установку для извлечения бензола из воздуха в колонне с движущимся слоем активного угля. Определить расход адсорбента, диаметр и высоту аппарата при следующих условиях:

- производительность установки по исходной смеси $V=2000 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,555 \text{ м}^3/\text{с}$;
- концентрация бензола в исходной паровоздушной смеси $y_n=0,030 \text{ кг}/\text{м}^3$;
- концентрация бензола на выходе из адсорбционной зоны $y_k=0,001 \text{ кг}/\text{м}^3$;
- содержание бензола в отработанном адсорбенте 95 %, в регенерированном – 5 % от равновесного с исходной смесью;
- температура процесса 20 °С.

По табл. 2 Приложения выбираем для адсорбции активный уголь марки АГ-3 с насыпной плотностью $\rho_n=500 \text{ кг}/\text{м}^3$. Равновесные данные по адсорбции бензола из воздуха на угле АГ-3 приведены в табл. 1 Приложения.

Поскольку адсорбент состоит из частиц разного размера, определяем средний диаметр зерна по соотношению:

$$d = \frac{1}{\sum_{i=1}^n (x_i/d_i)}. \quad (42)$$

Средние диаметры частиц по фракциям равны:

$$d_1 = \frac{0,0036 + 0,0028}{2} = 0,0032 \text{ м};$$

$$d_2 = \frac{0,0028 + 0,0015}{2} = 0,00215 \text{ м};$$

$$d_3 = \frac{0,0015 + 0,0010}{2} = 0,00125 \text{ м}.$$

Тогда

$$d = \frac{1}{\frac{0,03}{0,0032} + \frac{0,86}{0,00215} + \frac{0,10}{0,00125}} = 0,00205 \text{ м.}$$

4.1. Расчёт диаметра аппарата

Скорость газового потока должна быть меньше скорости начала псевдооживления, которая для слоя сферических частиц может быть найдена из соотношения:

$$\text{Re}_{0\text{пс}} = \frac{\text{Ar}}{1400 + 5,22\sqrt{\text{Ar}}}, \quad (43)$$

где $\text{Re}_{0\text{пс}} = w_{\text{пс}} d \rho_y / \mu_y$ – критическое значение модифицированного критерия Рейнольдса; $w_{\text{пс}}$ – скорость начала псевдооживления, м/с; d – диаметр шара того же объёма, что и частица, м; $\text{Ar} = \frac{d^3 \rho_y^2 g (\rho_T - \rho_y)}{\mu_y^2 \rho_y}$.

Свойства паровоздушной смеси принимаем по воздуху при $t=20$ °С: $\rho_y=1,21$ кг/м³; $\mu_y=0,018 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Плотность частиц $\rho_T=1,6\rho_H=1,6 \cdot 500=800$ кг/м³, находим значение критерия Архимеда:

$$\text{Ar} = \frac{0,00205^3 \cdot 1,21^2 \cdot 9,81 (800 - 1,21)}{(0,018 \cdot 10^{-3})^2 1,21} = 250972.$$

А затем критическое значение модифицированного критерия Рейнольдса:

$$\text{Re}_{0\text{пс}} = \frac{250972}{1400 + 5,22\sqrt{250972}} = 62,51.$$

Зная $\text{Re}_{0\text{пс}}$ находим $w_{\text{пс}}$:

$$w_{\text{пс}} = \frac{\text{Re}_{0\text{пс}} \cdot \mu_y}{d \rho_y} = \frac{62,51 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3}}{0,00205 \cdot 1,21} = 0,45 \text{ м/с.}$$

Принимаем скорость газового потока w равной 0,3 м/с и рассчитываем диаметр аппарата:

$$D_a = \sqrt{\frac{4V}{\pi w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,555}{3,14 \cdot 0,3}} = 1,53 \text{ м.}$$

Принимаем диаметр аппарата $D_a=1,6$ м и затем уточняем линейную скорость газовой смеси:

$$w = \frac{4V}{3600\pi D_a^2} = \frac{2000 \cdot 4}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,6^2} = 0,28 \text{ м/с.}$$

Критическая скорость псевдооживления выше выбранной, что обеспечивает нормальные условия движения адсорбента через аппарат. В случае, если критическая скорость будет ниже выбранной, необходимо учитывать диаметр адсорбента.

4.2. Расчёт скорости движения адсорбента

Определяем скорость перемещения адсорбента в колонне. Она должна быть равна скорости движения зоны массопередачи u :

$$u = \frac{w y_n}{\epsilon y_n + x_k^*}, \quad (44)$$

где w – скорость потока, отнесенная ко всему сечению адсорбера, м/с; x_k^* – концентрация выделяемого компонента в твёрдой фазе, равновесная с y_n , кг/м³; ϵ – доля свободного объёма слоя.

Для движущихся зернистых слоёв $\epsilon=0,33-0,49$. Принимаем $\epsilon=0,4$.

Для нахождения равновесной концентрации выделяемого компонента в твёрдой фазе x_k^* строим изотерму адсорбции бензола по данным, приведенным в табл. 1. По $y_n=0,030$ кг/м³ находим $x_k^*=162$ кг/м³. Тогда скорость движения адсорбента, при которой степень использования его равновесной емкости составляет 0,95, равна:

$$u = 0,28 \frac{0,03}{0,4 \cdot 0,03 + 162 \cdot 0,95} = 0,0000546 \text{ м/с.}$$

4.3. Расчет длины слоя адсорбента

Требуемую длину движущегося слоя адсорбента определяют через число единиц переноса по уравнению массопередачи:

$$N_{дв} = \frac{V}{SK_{yv}} \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = h_3 n_{0y}, \quad (45)$$

где S – площадь поперечного сечения слоя, m^2 ; K_{yv} – объемный коэффициент массопередачи, c^{-1} ; h_3 – высота, эквивалентная единице переноса, m ; n_{0y} – число единиц переноса.

Объемный коэффициент массопередачи определяем из соотношения:

$$K_{yv} = \frac{1}{(1/\beta_{yv}) + (m/\beta_{xv})}, \quad (46)$$

где β_{yv} – объемный коэффициент массоотдачи в газовой фазе, c^{-1} ; β_{xv} – объемный коэффициент массоотдачи в твердой фазе, c^{-1} ; m – коэффициент распределения.

Поскольку коэффициент распределения $m = y_n / x_k^* = 0,030 / 162 = 0,000185$ очень мал, то величиной m/β_{xv} можно пренебречь. Тогда $K_{yv} \approx \beta_{yv}$. Для расчета объемного коэффициента массоотдачи газовой фазы необходимо определить число Рейнольдса для зернистого слоя:

$$Re = 4w\rho_y / \alpha\mu_y, \quad (47)$$

где w – скорость газовой фазы, m/c ; α – удельная поверхность зернистого слоя, m^2/m^3 .

Удельную поверхность для зернистого слоя адсорбента находим из соотношения:

$$\alpha = 6(1 - \varepsilon) / \Phi d. \quad (48)$$

Фактор формы Φ для промышленных гранулированных активных углей и силикагелей лежит в пределах $\Phi = 0,7—0,9$. Выбрав $\Phi = 0,8$, найдем α :

$$\alpha = \frac{6(1 - 0,4)}{0,8 \cdot 0,00205} = 2200 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

Тогда число Рейнольдса равно:

$$Re = \frac{4 \cdot 0,28 \cdot 1,21}{2200 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3}} = 34,22.$$

При $Re > 30$ для расчета используют соотношение:

$$Nu' = 0,395 Re^{0,64} (Pr')^{0,33}, \quad (49)$$

где

$$Nu' = \beta_{yv} d_3^2 / D. \quad (50)$$

Находим значение Pr' из выражения:

$$Pr' = \frac{\nu}{D} = \frac{\mu_y}{\rho_y D} = \frac{0,018 \cdot 10^{-3}}{1,21 \cdot 7,7 \cdot 10^{-6}} = 1,93.$$

Коэффициент диффузии бензола в воздухе ($D = 7,7 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$) взят из справочных таблиц.

Рассчитываем значение Nu' :

$$Nu' = 0,395 \cdot 34,22^{0,64} \cdot 1,93^{0,33} = 0,395 \cdot 9,59 \cdot 1,24 = 4,7.$$

Значение эквивалентного диаметра для зернистого слоя находим по соотношению:

$$d_3 = 4\varepsilon/\alpha = 4 \cdot 0,4/2200 = 7,3 \cdot 10^{-4} \text{ м}.$$

Определяем β_{yv} :

$$\beta_{yv} = \frac{Nu' D}{d_3^2} = \frac{4,7 \cdot 7,7 \cdot 10^{-6}}{0,00073^2} = 67,91 \text{ с}^{-1}.$$

Принимаем $K_{yv} = \beta_{yv} = 67,91 \text{ с}^{-1}$.

Число единиц переноса находим методом графического интегрирования. Для этого задаемся рядом значений y в интервале от y_n до y_k . Для каждого значения y находим соответствующее значение x на рабочей линии, а для каждого x – значение y^* на равновесной линии, пользуясь рис. 27. Полученные значения приведены ниже (табл. 5).

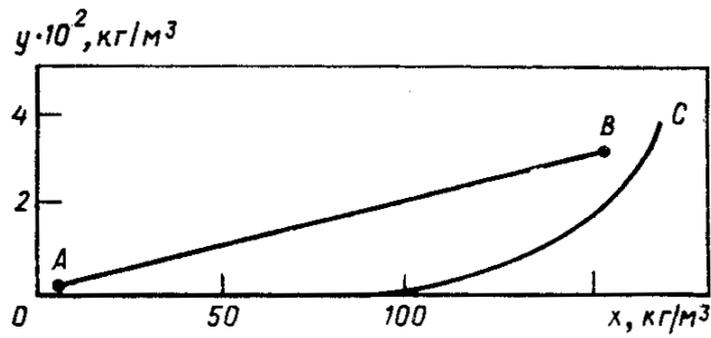


Рис. 27. Рабочая (АВ) и равновесная (ОС) линии процесса адсорбции бензола из воздуха на активном угле марки АР-А

Таблица 5

Расчетные данные

$y, \text{кг/м}^3$	$x, \text{кг/м}^3$	$y^*, \text{кг/м}^3$	$(y - y^*), \text{кг/м}^3$	$1/(y - y^*)$
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 $1/(y - y^*)$ от y (рис. 28).

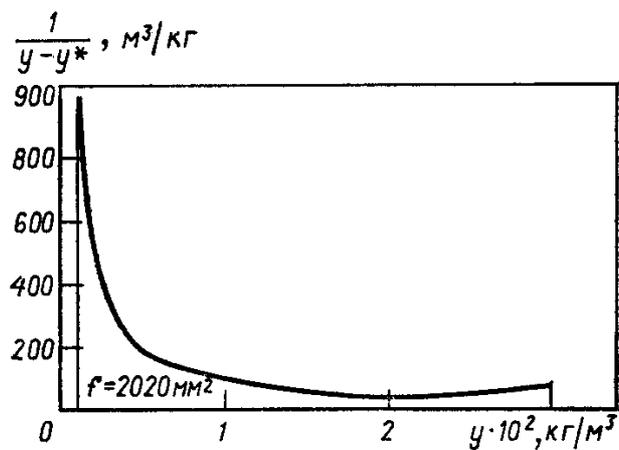


Рис. 28. Определение числа единиц переноса методом графического интегрирования

Площадь под кривой, ограниченная ординатами $y_n = 0,030 \text{ кг/м}^3$ и $y_k = 0,001 \text{ кг/м}^3$, равна $f=2020 \text{ мм}^2$. Находим масштабы по осям: $M_1=10$ по оси $1/(y - y^*)$ и $M_2=0,0002$ по оси y . Число n_{oy} находим по уравнению:

$$n_{oy} = \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}. \quad (51)$$

Определяем требуемую длину движущегося слоя адсорбента:

$$H_{дв} = \frac{V}{SK_{yV}} n_{oy} = \frac{0,555 \cdot 4}{3,14 \cdot 1,6^2 \cdot 67,91} 4,04 = 0,02 \text{ м.}$$

При таком соотношении диаметра аппарата и высоты движущегося слоя возможен проскок адсорбтива вследствие колебаний скорости потока, особенно скорости движения слоя, обеспечиваемой разгрузочными и загрузочными устройствами.

Исходя из этого, принимаем $H_{дв}=0,2 \text{ м}$.

Загрузочные и разгрузочные устройства адсорберов с движущимся слоем поглотителя весьма громоздки и сложны, однако от них зависит скорость и равномерность движения слоя адсорбента. Приняв высоту установки загрузочного устройства $0,8 \text{ м}$, а для разгрузочного 1 м , получим высоту адсорбера:

$$H_a = H_{дв} + H_{загр} + H_{разгр} = 0,2 + 0,8 + 1,0 = 2 \text{ м.}$$

Расход адсорбента определяем по формуле:

$$G = \rho_n u S = \frac{500 \cdot 5,46 \cdot 10^{-5} \cdot 3,14 \cdot 1,6^2}{4} = 0,055 \text{ кг/с} = 198 \text{ кг/ч.}$$

Список библиографических источников

1. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов / А.Г. Касаткин. – 10-е изд., стер., доработанное. Перепеч. с изд. 1973 г. – М.: ООТИД “Альянс”, 2004. 753 с.
2. Дытнерский, Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов. В 2 ч. Ч. 2. Массообменные процессы и аппараты / Ю.И. Дытнерский. – 2-е изд. – М.: Химия, 1995. – 400 с.: ил.
3. Гельперин, Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. В 2 кн. Кн. 2 / Н.И. Гельперин. – М.: Химия, 1981. – 812с.: ил.
4. Кельцев, Н.В. Основы адсорбционной техники / Н.В. Кельцев. – М.: Химия, 1990. – 272 с.
5. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии / П.Г. Романков [и др.]. – СПб.: Химия, 1993. – 496 с.
6. Романков, П.Г. Массообменные процессы химической технологии. Системы с дисперсной твердой фазой / П.Г. Романков, В.Ф. Фролов. – Л.: Химия, 1990. – 388 с.
7. Дытнерский, Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по курсовому проектированию / Ю.И. Дытнерский. – М.: Химия, 1992. – 272 с.
8. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: учебник. В 2 кн. Кн. 2. / В.Г. Айнштейн [и др.]; под ред. В.Г. Айнштейна. – М.: Логос; Высш. шк., 2002. – 912 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ 1

Таблица 1

Равновесные данные по адсорбции паров бензола из их смеси с воздухом на
активных углях различных марок

Адсор- бент (марка угля)	Концентра- ция бензола в газовой фазе $y \cdot 10^3$, кг/м ³	Концентра- ция бензола в твёрдой фазе $x \cdot 10^3$, кг/м ³	Адсор- бент (марка угля)	Концентра- ция бензола в газовой фазе $y \cdot 10^3$, кг/м ³	Концентра- ция бензола в твёрдой фазе $x \cdot 10^3$, кг/м ³
AP-A	0,854	109,0	AG-3	0,035	75,0
	2,560	134,2		0,427	120,0
	5,125	139,8		2,134	157,5
	9,390	143,0		4,691	170,5
	17,060	147,3		8,540	180,0
	25,610	151,2		17,060	197,5
	25,610	151,2		25,610	215,0
СКТ	0,085	60,0	СКТ-6А	0,000	150,0
	0,213	125,6		1,000	220,0
	0,850	174,0		2,000	263,0
	4,270	178,0		4,000	276,0
	12,805	185,1		5,000	280,0
	17,060	188,0		6,000	284,0
	24,400	193,4		8,000	285,0
	25,610	198,0		10,000	290,0
				16,000	296,0
				25,000	300,0
		30,000	300,0		

Таблица 2

Некоторые характеристики активных углей

Мар- ки угля	Насыпная плотность	Фракционный состав		Области применения	Проч- ность	Структур- ная константа, $B \cdot 10^6$, град ²
		Фракция, мм	%			
1	2	3	4	5	6	7
БАУ	240	5,0-3,6 3,6-1,0 1,0	2,5 95,5 2,0	Адсорбция из растворов	-	0,55

Продолжение таблицы 2

1	2	3	4	5	6	7
ДАК	Не нормируется	5,0-3,6 3,6-1,0 1,0	2,5 95,5 2,0	Извлечение масла из парового конденсата, извлечение различных веществ из растворов	-	-
АР-А	550	5,0 5,0-2,8 2,8-1,0	1,0 83,0 15,0	Улавливание паров растворителей при температуре кипения выше 100 °С (толуол, ксилол, амилацетат и др.)	65	0,74
АР-Б	580	5,0 5,0-2,8 2,8-1,0 1,0	1,0 83,0 15,0 1,0	Рекуперационный уголь, применяется для улавливания паров растворителей с температурой кипения 60-100 °С (бензол, дихлорэтан, бензин и др.)	70	-
АР-В	600	5,0 5,0-2,8 2,8-1,0 1,0	1,0 83,0 15,0 1,0	Для улавливания паров с температурой кипения ниже 60 °С (метанол, хлористый метилен, ацетон и др.)	75	-
АГ-3	400-500	3,6 3,6-2,8 2,8-1,5 1,5-1,0	0,4 3,0 86,0 10,0	Адсорбция из газообразных и жидких сред	75	-

Продолжение табл. 2

1	2	3	4	5	6	7
КАД-иодный	450	5,0- 5,0-2,0 2,0-1,0	5,0 70,0 25,0	Извлечение йода из буровых вод и извлечение различных веществ из растворов и газоздушных (паровоздушных) смесей	60	-
СКТ-1	470	0,5 0,5-1,0 1,0-1,5 2,0-2,7	0,5 10,0 Не нормируется 25,0	Разделение углеводородных газов и для тонкой очистки воздуха и газов	70	0,71
СКТ-2	460	1,0 1,0-1,5 1,5-2,0 2,0-2,7 2,7-3,5	0,6 6,0 40,0 Не нормируется 2,0	Очистка воздуха от сероуглерода и в других процессах тонкой очистки воздуха и газов	70	0,65
СКТ-3	380	2,7-3,5 2,0-2,7 1,5-2,0 1,0-1,5 1,0	25,0 Не нормируется 13,0 6,0 0,6	Рекуперация паров органических растворителей и улавливание углеводородных газов	70	0,73
СКТ-4	430	1,0 1,0-1,5 1,5-2,0 2,0-2,7 2,7-3,5	0,6 10,0 40,0 Не нормируется 5,0	Очистка воздуха и газов от примесей и улавливание паров органических растворителей, осветление и очистка воды и растворов	50	0,76

1	2	3	4	5	6	7
СКТ-6	470	0,5 0,5-1,0 1,0-1,5 1,5-2,0 2,0-2,7	0,5 15,0 Не норми руется 25,0 2,0	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, ксенон, криптон). Предназначаются для адсорбции радиоактивных газов	65	1,05

Таблица 3

Значения коэффициентов аффинности β различных веществ
для активных углей

Вещество	β	Вещество	β	Вещество	β
Метилловый спирт	0,40	Хлороформ	0,86	Этиловый эфир	1,09
Бромистый метил	0,57	Ацетон	0,88	н-Пентан	1,12
Этиловый спирт	0,61	н-Бутан	0,90	Толуол	1,25
Муравьиная кислота	0,61	Уксусная кислота	0,97	Хлорпикрин	1,28
Сероуглерод	0,70	Бензол	1,00	н-Гексан	1,35
Хлористый этил	0,76	Циклогексан	1,03	Бутилацетат	1,48
Пропан	0,78	Тетрахлорид углерода	1,05	н-Гептан	1,59

Таблица 4

Некоторые характеристики промышленных силикагелей

Марка	Средний диаметр пор, мкм	Удельный объем пор, см ³ /г	Удельная поверхность (по БЭТ), м ² /г	Насыпная плотность, г/см ³	Размер зерна, мм
КСМ кусковой гранулированный	20	0,35	700	≥0,67	2,7-7
КСМ №5	32	0,58	715	0,66	-
КСМ №6п	22	0,30	527	0,87	-
КСМ №6с	23	0,36	624	0,87	-
ШСМ кусковой, гранулированный	10	0,25	900	≥0,67	1,5-3,5
ШСМ кусковой, гранулированный	120	1,08	350	0,4-0,5	-
ШСМ кусковой, гранулированный	120	0,90	300	0,4-0,5	-
МСК кусковой	150	0,80	210	0,4-0,5	-

Таблица 5

Некоторые характеристики промышленных цеолитов

Марка	Ионная форма	Эффективный диаметр пор, нм	Насыпная плотность, г/см ³	Размер зерна, мм
КА	К	3	≥0,62	0,10-0,32
NaA	Na	4	≥0,65	0,10-0,60
CaA	Ca	5	≥0,65	0,10-0,60
CaX	Ca	8	≥0,60	0,10-0,60
NaX	Na	9-10	≥0,60	0,10-0,60

Текст Mathcad документа

Расчет выходной кривой адсорбции

Исходные данные:

 $V := 2500$ Расход парогазовой смеси, кг/м³ $C_{нач} := 2 \cdot 10^{-3}$ Начальная концентрация диэтилового эфира в газовой смеси, кг/м³ $H := 1.0$ высота слоя адсорбента $D := 3.00$ Диаметр аппарата, мвремя процесса $time := 77 \cdot 3600$ $r := 0.8$ фактор разделения $\varepsilon := 0.375$ Порозность слоя адсорбентаТемпература паровоздушной смеси $T := 293$ КАтмосферное давление $P := 0.1013 \cdot 10^6$ ПаПроскоковая концентрация адсорбтива в газовой смеси $C1 := 0.05 \cdot C_{нач}$ Эквивалентный диаметр частиц адсорбента $d := 1.2 \cdot 10^{-3}$ м $C1 = 1 \times 10^{-4}$ Плотность воздуха при 20^0 С $\rho := 1.2 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ Коэффициент диффузии паров в адсорбенте $D0 := 7.8 \cdot 10^{-6} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}$ Вязкость воздуха $\mu := 1.8 \cdot 10^{-5}$ Па·сДавление насыщенного пара метанола $P_s := 12800$ Па

Константы, характеризующие адсорбент (активный уголь)

 $W01 := 0.19 \frac{\text{см}^3}{\text{г}}$ $W02 := 0.18 \frac{\text{см}^3}{\text{г}}$ $B1 := 0.74 \cdot 10^{-6} \text{ К}^{-2}$ $B2 := 3.42 \cdot 10^{-6} \text{ К}^{-2}$ Коэффициент аффинности $\beta := 1.17$ Физическая атмосфера $P0 := 101.3 \cdot 10^3$ Па

Коэффициент эффективной диффузии
поглощаемого компонента в адсорбенте

$$D_{\text{э}} := 3 \cdot 10^{-10} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}$$

Насыпная плотность адсорбента $\rho_{\text{нас}} := 550 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$

$$X_{\text{нач}} := \frac{C_{\text{нач}}}{A} \quad X_{\text{нач}} = 2 \times 10^{-3} \text{ А}^{-1}$$

$$X := X_{\text{нач}} \quad C_{\text{нач}} := C_{\text{нач}}$$

$$h := H \quad \text{м} \quad T_0 := 273 \text{ К}$$

$$x := 10 \cdot 10^{-2} \frac{\text{кг}}{\text{кг}}$$

Рабочая скорость газа:

$$\omega_{\text{р}} := \frac{V}{3600 \cdot 0.785 \cdot D \cdot D} \quad \omega_{\text{р}} = 0.098 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Расчет коэффициента массопередачи .

Коэффициент диффузии в газовой фазе в условиях адсорбера :

$$D_{\text{М}} := D_0 \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \left(\frac{T}{T_0} \right)^{\frac{3}{2}} \quad D_{\text{М}} = 8.673 \times 10^{-6} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}$$

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе :

$$Re_{\text{г}} := \omega_{\text{р}} \cdot d \cdot \frac{\rho}{\mu} \quad Re_{\text{г}} = 7.863$$

$$Pr := \frac{\mu}{\rho \cdot D_{\text{М}}} \quad Pr = 1.73$$

$$Nu := \frac{0.355 \cdot Re^{0.641} \cdot Pr^{0.333}}{\varepsilon} \quad Nu = 4.261$$

Коэффициент внешней массоотдачи :

$$\beta_{\text{М1}} := \frac{Nu \cdot D_{\text{М}}}{d} \quad \beta_{\text{М1}} = 0.031 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Коэффициент внутренней массоотдачи :

$$\beta_{\text{М2}} := \frac{10 \cdot D_{\text{э}} \cdot \rho_{\text{нас}} \cdot x}{d \cdot (1 - \varepsilon) \cdot C} \quad \beta_{\text{М2}} = 0.11 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Коэффициент массопередачи :
$$KM := \frac{1}{\frac{1}{\beta M1} + \frac{1}{\beta M2}} \quad KM = 0.024 \quad \frac{M}{c}$$

Коэффициент учитывающий продольное перемешивание

$$\beta n := 0.0567 \cdot \frac{\omega p \cdot \left(\frac{\rho \cdot \omega p \cdot d}{\mu} \right)^{0.22}}{1 - \varepsilon} \quad \beta n = 0.014 \quad \frac{M}{c}$$

Коэффициент массопередачи с учетом продольного перемешивания

$$KM_{\Pi} := \left(\frac{1}{KM} + \frac{1}{\beta n} \right)^{-1} \quad \frac{M}{c}$$

$$KM_{\Pi} = 8.865 \times 10^{-3} \quad \frac{M}{c}$$

Удельная поверхность адсорбента

$$a := 6 \cdot \frac{1 - \varepsilon}{d} \quad a = 3.125 \times 10^3 \quad \frac{M^2}{M^3}$$

Объемный коэффициент массопередачи

$$KM_o := KM_{\Pi} \cdot a \quad KM_o = 27.703 \quad c^{-1}$$

Определяем функцию:

$$J(\alpha, \gamma) := \begin{cases} J \leftarrow 0.5 \cdot (1 - \operatorname{erf}(\sqrt{\alpha} - \sqrt{\gamma})) & \text{if } \alpha \cdot \gamma > 3600 \\ \text{otherwise} \\ \begin{cases} a \leftarrow 0.5 \cdot (1 - \operatorname{erf}(\sqrt{\alpha} - \sqrt{\gamma})) \\ b \leftarrow \frac{\exp[-(\sqrt{\alpha} - \sqrt{\gamma})^2]}{2 \cdot \sqrt{\pi} \cdot [(\alpha \cdot \gamma)^{0.25} + \sqrt{\gamma}]} \\ J \leftarrow a + b \end{cases} \end{cases}$$

Расчет выходной кривой

$$Fk(r) := \begin{cases} k \leftarrow \frac{2 \cdot KM_o}{r + 1} & \text{if } 0.2 < r < 1 \\ k \leftarrow \frac{KM_o}{r + 1} & \text{if } r > 1 \\ k \leftarrow KM_o & \text{if } r = 1 \\ k \end{cases} \quad \tau := \text{time}$$

$$XP(CCO) := \frac{CCO}{CCO + r \cdot (1 - CCO)}$$

$$CCO := 0, 0.05 \dots 1$$

$K_{\text{Мом}} := F_k(r)$ модифицированный объёмный коэффициент массопередачи

$A := K_{\text{Мом}} \cdot \frac{h}{\omega p}$ общее число единиц переноса $A = 313.151$

$T := \frac{\omega p \cdot C \cdot \left(\tau - \frac{h \cdot \varepsilon}{\omega p} \right)}{\rho_{\text{нас}} \cdot x \cdot h}$ безразмерное время
 $\alpha := A \cdot r \quad \gamma := A \cdot T$

Безразмерная концентрация на выходе из адсорбера

$$C_{\text{ВЫХ}} := \frac{J(\alpha, \gamma)}{J(\alpha, \gamma) + \exp[A \cdot ((1 - r) \cdot (1 - T))] \cdot (1 - J(A, A \cdot T \cdot r))}$$

$$C_e(\tau, N) := \left| \begin{array}{l} C_0 \leftarrow 0 \\ \tau_{10} \leftarrow 0 \\ \Delta\tau \leftarrow \frac{\tau}{N} \\ \text{for } i \in 1..N \\ \quad \left| \begin{array}{l} \tau_{1i} \leftarrow i \cdot \Delta\tau \\ Y \leftarrow \frac{\omega p \cdot C_{\text{нач}} \cdot \left(\tau_{1i} - \frac{H \cdot \varepsilon}{\omega p} \right)}{\rho_{\text{нас}} \cdot x \cdot H} \\ A \leftarrow \frac{K_{\text{Мом}} \cdot H}{\omega p} \\ \alpha A \leftarrow A \cdot r \\ \gamma A \leftarrow A \cdot Y \\ C_i \leftarrow \frac{J(\alpha A, \gamma A)}{J(\alpha A, \gamma A) + \exp[A \cdot (1 - r) \cdot (1 - Y)] \cdot (1 - J(A, A \cdot Y \cdot r))} \end{array} \right. \\ \left(\begin{array}{l} \tau_1 \\ C \end{array} \right) \end{array} \right.$$

$$Z_1 := C_e(\tau, 78) \quad CE := Z_{11} \quad \tau_1 := \frac{Z_{10}}{3600}$$

```

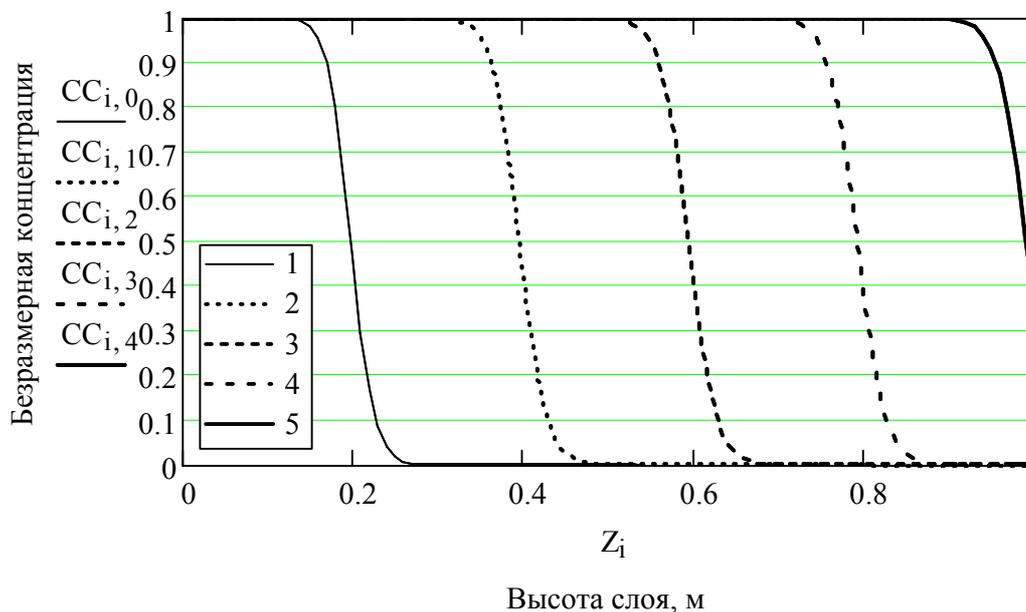
z(τ,N) :=
  C0 ← 1
  Z0 ← 0
  for j ∈ 0.. 4
    τ1 ← τ ·  $\frac{j+1}{5}$ 
    for i ∈ 1.. N
      Zi ← i ·  $\frac{h}{N}$ 
      Y ←  $\frac{\omega p \cdot \text{Снач} \cdot \left( \tau1 - \frac{Zi \cdot \varepsilon}{\omega p} \right)}{\rho_{\text{нас}} \cdot x \cdot Zi}$ 
      A ←  $\frac{K_{\text{Мом}} \cdot Zi}{\omega p}$ 
      αA ← A · r
      γA ← A · Y
      Ci ←  $\frac{J(\alpha A, \gamma A)}{J(\alpha A, \gamma A) + \exp[A \cdot (1 - r) \cdot (1 - Y)] \cdot (1 - J(A, A \cdot Y \cdot r))}$ 
    for i ∈ 0.. N
      CCi,j ← Ci
  ( Z )
  ( CC )

```

$N_p := 100$ $j := 0.. 4$ $M1 := z(\text{time}, N_p)$ $i := 0.. N_p$

$\tau_j := \text{time} \cdot \frac{1+j}{5.3600}$ $Z := M1_0$ $CC := M1_1$

Профили концентраций в адсорбенте (движение фронта адсорбции)



Учебное издание

Липин Александр Геннадьевич

Липин Андрей Александрович

Расчет адсорбционных установок

Учебное пособие

для курсового проектирования

Редактор О.А. Соловьева

Подписано в печать 7.11.2014. Формат 60x84 1/16. Бумага писчая.

Усл. печ. л. 3,49. Тираж 100 экз. Заказ

ФГБОУ ВПО «Ивановский государственный
химико-технологический университет»

Отпечатано на типографическом оборудовании
кафедры экономики и финансов ФГБОУ ВПО «ИГХТУ»
153000, г. Иваново, Шереметевский пр., 7.